



SKRIPSI – TK141581

**SIMULASI DISTILASI VAKUM DAN *THIN-FILM*
EVAPORATOR UNTUK MEMISAHKAN *LUBE OIL*
DARI FRAKSI BERAT MINYAK PELUMAS BEKAS**

Oleh:

RISZI BAGUS PRASETYO

NRP. 2312 100 020

HERMANSYAH CITRA

NRP. 2312 100 106

Dosen Pembimbing

Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2016



THESIS – TK141581

**VACUUM DISTILLATION AND THIN-FILM
EVAPORATOR SIMULATION FOR SEPARATION
OF LUBE OIL FROM HEAVY FRACTION USED
LUBE OILS**

Authors:

RISZI BAGUS PRASETYO

NRP. 2312 100 020

HERMANSYAH CITRA

NRP. 2312 100 106

Advisor

Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2016**

LEMBAR PENGESAHAN

"SIMULASI VAKUM DISTILASI DAN *THIN-FILM EVAPORATOR* UNTUK MEMISAHKAN *LUBE OIL* DARI FRAKSI BERAT MINYAK PELUMAS BEKAS"

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia
Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

RISZI BAGUS PRASETYO
HERMANSYAH CITRA

2312100020
2312100106

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir

1. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D (Pembimbing I)
2. Juwari, ST., M. Eng., Ph.D (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc (Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA (Penguji II)



Surabaya,
Juli 2016

SIMULASI DISTILASI VAKUM DAN *THIN-FILM EVAPORATOR* UNTUK MEMISAHKAN *LUBE OIL* DARI FRAKSI BERAT MINYAK PELUMAS BEKAS

Nama Mahasiswa: 1. Rizzi Bagus Prasetyo NRP. 2312 100 020

2. Hermansyah Citra NRP. 2312 100 106

Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS

Dosen Pembimbing : 1. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

2. Juwari, S.T., M.Eng, Ph.D.

ABSTRAK

Minyak pelumas bekas jika dibuang akan menimbulkan masalah lingkungan yang berbahaya, karena mengandung kotoran logam-logam dengan kadar yang tinggi, bahan aditif, sisa bahan bakar dan kotoran lain. Minyak pelumas bekas didaur ulang melalui proses *re-refining* untuk mengolah *material* yang berguna. Pengolahan minyak bekas meliputi beberapa proses, salah satunya adalah penghilangan kandungan fraksi berat minyak pelumas bekas sehingga menjadi *lube oil*. Kolom distilasi vakum yang bersinergi dengan *Thin-film evaporator* adalah salah satu alat yang sesuai dikarenakan dapat memisahkan senyawa volatil hingga senyawa yang kurang volatil dalam suatu zat. *Thin-film evaporator* menawarkan keuntungan ganda dari waktu tinggal yang singkat dan perbedaan suhu rendah yang membantu menjamin kualitas produk yang tinggi ketika produk sensitif terhadap panas seperti minyak pelumas. Untuk mengatasi permasalahan diatas maka perlu dilakukan perancangan unit vakum distilasi disertai *thin-film evaporator* menggunakan software Aspen Hysys ® dan Matlab ® untuk mendukung proses perancangan.

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan simulator distilasi vakum dan *thin film evaporator* guna memisahkan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas dengan menggunakan Aspen Hysys ® dan Matlab ®, serta mengetahui kondisi operasi optimum distilasi vakum dan *thin film evaporator* guna

memisahkan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas. Adapun tahapan penelitian yang telah dilakukan antara lain studi literatur dan pengumpulan data, pemilihan model termodinamika, merancang model simulasi menggunakan *software* Aspen Hysys® dan Matlab®, dan menganalisa karakteristik proses hasil simulasi dari masing-masing variasi *case* variabel. Berdasarkan hasil simulasi didapatkan kondisi operasi optimum terjadi pada tekanan 0,3 kPa dan suhu *feed* sebesar 220°C, dimana kemurnian distilat mencapai 97,93% dan massa distilat sebesar 1705,39 kg/jam.

Kata kunci : Aspen Hysis, Matlab, Minyak Pelumas, Thin-Film Evaporator, Vacuum Distillation

VACUUM DISTILLATION AND THIN FILM EVAPORATOR SIMULATION FOR SEPARATION OF LUBE OIL FROM HEAVY FRACTION USED LUBE OILS

Name : 1. Riszi Bagus Prasetyo NRP. 2312 100 020
2. Hermansyah Citra NRP. 2312 100 106
Department : Chemical Engineering FTI-ITS
Lecture : 1. Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
2. Juwari, S.T., M.Eng, Ph.D.

ABSTRACT

Used lube oils will cause harmful problem if disposed environmentally, because it contains high metal ions with high concentration, chemical additive, side product of combustion dan other impurities. Used lube oil is recycled through re-refining process to produce useful material. Re-refining process of used lube oil involves several process, one of them is removal of heavy fraction contain in used lube oils to produce lube oil. Vacuum distillation column incorporation with thin film evaporation is appropriate to this process because it can separate volatile compounds due to less volatile compounds in a substance. Thin-film evaporator has advantages of both a short residence time and low temperature differences that can ensure high quality product for the product with heat-sensitive such as lubricating oil. From above summary, to overcome such problem, it is necessary to to design vacuum distillation with thin-film evaporator using Aspen Hysis ® dan Matlab ® software for support the modeling process.

This experiment is aimed to obtains a simulator of vacuum distillation and thin-film evaporator for separation of lube oil from heavy fraction used lube oil using Aspen Hysys® and Matlab ®, determination the optimum operation condition of vacuum distillation and thin-film evaporator for separation of lube oil from heavy fraction contained in used lube oil. The steps of the research that are conducted: the study of literature and data

collection, determining of thermodynamic model, design a model simulation using software Aspen Hysys ® and Matlab ®, comparing the result of Hysys and Matlab for thin film evaporator and analyze the process characteristics of simulation process from each variation case. Based on simulation result, the optimum operation condition is at pressure 0,3 kPa and feed temperature 220°C, in which the purity of distillate has reach 97,93% and the mass of distillate is 1705,39 kg/hour.

Key words : Aspen Hysys, Matlab, Minyak Pelumas, Thin-Film Evaporator, Vacuum Distillation

DAFTAR ISI

COVER	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
LEMBAR PERSETUJUAN	iv
ABSTRAK	v
KATA PENGANTAR.....	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xv
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Rumusan Masalah	I-2
I.3 Tujuan Penelitian	I-2
I.4 Batasan Masalah.....	I-3
I.5 Manfaat Penelitian	I-3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	II-1
II.1 Minyak Pelumas (<i>Lubricating Oil</i>).....	II-1
II.2 Minyak Pelumas Bekas (<i>Used Lube Oil</i>).....	II-5
II.3 Distilasi	II-9
II.4 Desain Kolom Distilasi.....	II-10
II.5 Macam-Macam Evaporator	II-11
II.6 <i>Thin-Film Evaporator</i>	II-12
II.7 Gropp dan Schlünder Teori.....	II-17
II.8 Persamaan <i>Governing</i>	II-21
II.9 Pemilihan Aplikasi Termodinamika untuk Pemodelan Proses	II-23
II.10 <i>State of the Art</i> (Penelitian Terkait)	II-25
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	III-1
III.1 <i>Flowchart</i> Penelitian	III-1
III.2 Studi Literatur dan Pengumpulan Data.....	III-2
III.3 Pemilihan Model Termodinamika	III-3
III.4 Membuat Sizing Data dengan Short Cut Distillation	III-3
III.5 Membuat Pemodelan dengan Hysys 7.3.....	III-4

III.6	Membuat Persamaan Kestimbangan dengan Matlab.....	III-5
III.7	Membuat Persamaan Neraca Massa dengan Matlab.....	III-7
III.8	Pemilihan variabel Proses.....	III-7
III.9	Membandingkan Hasil Pemodelan Hysys dengan Matlab	III-8
III.10	Menganalisa Karakteristik Proses.....	III-9
BAB IV	HASIL DAN PEMBAHASAN	IV-1
IV.1	Simulasi <i>Steady State</i> Kolom Distilasi Vakum	IV-1
IV.2	Analisa Data Simulasi Kolom Distilasi Vakum	IV-7
IV.2.1	Variabel <i>Refluks Ratio</i>	IV-8
IV.2.2	Variabel Suhu <i>Feed</i>	IV-11
IV.2.3	Variabel Tekanan Operasi Kolom.....	IV-13
IV.2.4	Penentuan Kondisi Optimum	IV-16
IV.2.5	Perbandingan Hasil Kondisi Optimum dan Total Reflux.....	IV-17
IV-3	Perbandingan Simulasi <i>Hysys</i> dengan Matlab.....	IV-18
BAB V	KESIMPULAN	V-1
V.1	Kesimpulan	V-1
V.2	Saran	V-2
DAFTAR PUSTAKA	xvi
DAFTAR NOTASI	xix

DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Kategori Minyak Pelumas Dasar oleh <i>American Petroleum Industry</i>	II-4
Tabel II.2	Kandungan Senyawa Aditif dalam Minyak Pelumas Bekas.....	II-7
Tabel II.3	Sifat Fisis Minyak Pelumas Bekas.....	II-9
Tabel II.4	Kriteria Pemilihan Evaporator.....	II-12
Tabel II.5	Model Thermodinamika.....	II-24
Tabel III.1	Data Spesifikasi Bahan Hasil Analisa ASTM D-86.....	III-2
Tabel IV.1	Komposisi Aliran Masuk Kolom Distilasi	IV-2
Tabel IV.2	Perbandingan Hasil Kondisi Optimum dan Total Reflux.....	IV-17
Tabel IV.3	Perbandingan Simulasi Aspen Hysys dengan Matlab.....	IV-18

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Struktur Kimia Minyak Pelumas Bekas... II-6
Gambar II.2	<i>Thin-Film Evaporator</i> II-13
Gambar II.3	Skema dari <i>Thin Film Evaporator</i> II-15
Gambar II.5	<i>Thin-Film Evaporator</i> Disertai dengan Resistensi Perpindahan Massa di Fasa Liquida..... II-19
Gambar II.6	Distribusi Aliran Liquida pada <i>Thin-Film Evaporator</i> II-22
Gambar II.7	<i>Flowsheet</i> Simulasi dengan Aspen Plus TM dari Proses Penguapan..... II-26
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian..... III-1
Gambar IV.1	Skema Kolom Distilasi Vakum disertai <i>Thin Film Evaporator</i> IV-1
Gambar IV.2	<i>Shortcut Distillation</i> pada Aspen Hysys 7.3..... IV-3
Gambar IV.3	Desain <i>Shortcut Distillation</i> pada Aspen Hysys 7.3..... IV-4
Gambar IV.4	Desain Kolom Distilasi di Aspen Hysys 7.3..... IV-5
Gambar IV.5	<i>Column Environment</i> di Aspen Hysys 7.3..... IV-6
Gambar IV.6	Simulasi Sistem <i>Base Case</i> Kolom Distilasi vakum Pada Aspen Hysys 7.3.... IV-7
Gambar IV.7	Grafik Suhu <i>Feed</i> dan <i>Relux Ratio</i> Terhadap Kemurnian <i>Product</i> IV-8
Gambar IV.8	Grafik <i>Reflux Ratio</i> Terhadap Kebutuhan <i>Steam</i> IV-9
Gambar IV.9	Grafik <i>Reflux Ratio</i> Terhadap Kebutuhan <i>Cooling Water</i> IV-10
Gambar IV.10	Grafik Suhu <i>Feed</i> Terhadap Kebutuhan <i>Steam</i> IV-11
Gambar IV.11	Grafik Suhu <i>Feed</i> Terhadap Kebutuhan <i>Cooling Water</i> IV-12

Gambar IV.12	Grafik Tekanan Kolom Terhadap Kebutuhan <i>Steam</i>	IV-13
Gambar IV.13	Grafik Tekanan Kolom Distilasi Terhadap Kebutuhan <i>Cooling Water</i>	IV-14
Gambar IV.14	Grafik Tekanan Kolom Terhadap Jumlah Tray Teoritis.....	IV-15
Gambar IV.15	Grafik Penentuan Kondisi Operasi Optimum Kolom Distilasi Vakum.....	IV-16

DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
R	<i>Reflux ratio</i>	-
R_{\min}	<i>Reflux minimum</i>	-
NBP	<i>Normal boiling point</i>	-
p_i^{sat}	Tekanan uap murni	bar
Tr_i	Temperatur reduksi	-
Pr_i	Tekanan reduksi	-
b	Evaporation ratio	-
F	Laju alir <i>feed</i>	Kmol/jam
V	Laju alir <i>vapor</i>	Kmol/jam
z_i	Fraksi mol <i>feed</i>	-
Z	Faktor kompresibilitas	-
K_i	Fraksi uap/liquida	-
y_i	Komponen fraksi uap	-
x_i	Komponen fraksi liquida	-

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Meningkatnya penggunaan mesin-mesin pabrik, sarana transportasi bermotor (menurut data BPS Indonesia tercatat jumlah kendaraan bermotor pada tahun 2013 adalah 104.118.969 buah) dan lain-lain, menyebabkan kebutuhan penggunaan minyak pelumas akan meningkat pula. Menurut Krisnati Desiana, GM Marketing & PR Division PT Wiraswasta Gemilang Indonesia (WGI) selaku produsen oli Evalube kebutuhan oli nasional mencapai 300 juta liter setiap tahunnya. Tingginya kebutuhan minyak pelumas akan menimbulkan dampak lingkungan yang berbahaya antara lain peningkatan jumlah minyak pelumas bekas hasil aktifasi permesinan akibat adanya proses reaksi oksidasi dan dekomposisi pada suhu tinggi. Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999, pelumas bekas termasuk Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun dari sumber yang tidak spesifik.

Minyak pelumas bekas jika dibuang akan menimbulkan masalah lingkungan yang berbahaya, karena mengandung kotoran logam-logam dengan kadar yang tinggi, bahan aditif, sisa bahan bakar dan kotoran lain. Minyak pelumas bekas meliputi minyak mesin otomotif, minyak mesin, dan minyak pelumas. Produksi limbah dunia minyak mesin otomotif diperkirakan sebesar 24 juta ton per tahun. Komposisi minyak pelumas bekas berubah seiring dengan penggunaannya karena beberapa kontaminan seperti sulfur, senyawa teroksidasi, hidrokarbon, dan logam (kromium atau timbal).

Minyak pelumas bekas dapat diolah untuk memproduksi bahan bakar atau minyak pelumas. Namun, pengolahan kembali minyak pelumas bekas sangat riskan. Minyak pelumas bekas didaur ulang melalui proses *re-refining* untuk mengolah *material* yang berguna. Proses daur ulang ini dilakukan setelah penghilangan kotoran yang tidak dapat larut. Pengolahan minyak

bekas meliputi beberapa proses, salah satunya adalah penghilangan kandungan fraksi berat minyak pelumas bekas sehingga menjadi *lube oil*. Terdapat berbagai cara untuk menghilangkan fraksi berat minyak pelumas bekas tersebut. Kolom Distilasi Vakum yang bersinergi dengan *Thin-film evaporator* adalah salah satu alat yang sesuai dikarenakan dapat memisahkan senyawa volatil hingga senyawa yang kurang volatil dalam suatu zat. Untuk mendistilasi minyak pelumas bekas, *thin film evaporator* menyebarkan lapisan tipis dari minyak kemudian pada bagian atas lapisan dipanaskan dan mendistilasi fraksi minyak ringan sementara fraksi minyak berat jatuh pada bagian bawah tangki. *Thin-Film Evaporator* menawarkan keuntungan ganda dari waktu tinggal yang singkat dan perbedaan suhu rendah yang membantu menjamin kualitas produk yang tinggi ketika produk sensitif terhadap panas seperti minyak pelumas.

Dari pemaparan diatas, untuk mengatasi permasalahan diatas maka perlu dilakukan perancangan unit kolom distikasi vakum dan thin-film evaporator menggunakan software Aspen Hysys ® dan Matlab ® untuk mendukung proses pemodelan.

I.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang timbul dalam penelitian ini adalah:

1. Bagaimana mensimulasikan distilasi vakum dan *thin-film evaporator* guna memisahkan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas dengan menggunakan Aspen Hysys ® dan Matlab ®.
2. Bagaimana kondisi operasi optimum distilasi vakum dan *thin-film evaporator* guna memisahkan lube oil dari fraksi berat minyak pelumas bekas.

I.3 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah :

1. Mendapatkan simulator distilasi vakum dan *thin-film evaporator* guna memisahkan *lube oil* dari fraksi berat

- minyak pelumas bekas dengan menggunakan Aspen Hysys ® dan Matlab ®.
2. Mengetahui kondisi operasi optimum distilasi vakum dan *thin-film evaporator* guna memisahkan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas.

I.4 Batasan Masalah

Agar tidak terjadi perluasan dalam penelitian ini maka perlu adanya pembatasan masalah, yang dalam hal ini terbatas meliputi:

1. Matlab digunakan untuk menyelesaikan persamaan matematis untuk *thin-film evaporator*.
2. Software yang digunakan adalah Aspen Hysys ® dan Matlab ®.

I.5 Manfaat Penelitian

Beberapa manfaat yang dapat diambil dari penelitian ini adalah:

1. Memahami proses separasi dengan menggunakan distilasi vakum dan *thin-film evaporator*.
2. Untuk mengetahui efektifitas distilasi vakum dan *thin-film evaporator* dalam proses separasi *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas.
3. Didapatkan kondisi operasi pada pabrik pengolahan minyak pelumas bekas secara khusus pada distilasi vakum dan *thin-film evaporator*.
4. Untuk menghasilkan *lube oil* dengan fraksi berat minyak pelumas bekas yang rendah.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Minyak Pelumas (*Lubricating Oil*)

Minyak pelumas merupakan salah satu produk minyak bumi. Pemilihan kekentalan minyak pelumas yang kurang tepat dapat menghambat kerja mesin. Minyak pelumas yang terlalu encer tidak akan berfungsi dengan baik dan bila terlalu kental akan menghambat kerja mesin karena tahanan yang tinggi (Siswanti, 2010).

Fungsi minyak pelumas meliputi: mengurangi gesekan dan keausan, mendinginkan komponen mesin, membantu merapatkan kompresi serta membersihkan komponen mesin. Minyak pelumas yang digunakan untuk melumasi mesin mempunyai persyaratan antara lain: tahan suhu tinggi, tahan karat dan korosi, mampu mencegah terjadinya endapan, mampu mencegah kemacetan cincin piston, mampu mencegah terjadinya busa serta mampu mengalir pada suhu rendah (Subiyanto, 1989).

Properti minyak pelumas dasar sebagai berikut:

Aniline Point, adalah ukuran dari kemampuan *base stock* untuk bertindak sebagai pelarut dan ditentukan dari suhu yang mana sesuai dengan volume *aniline* dan *base stock* yang larut (ASTM D611). *Aniline Point* tinggi berarti *base stock* yang mengandung banyak parafin, sedangkan *aniline point* rendah ($<100^{\circ}\text{C}$) berarti *naphthenic or aromatic stock*. (Speight, 2014)

Cloud Point, adalah suhu di mana kristal lilin bentuk pertama sebagai awan mikrokristal. Oleh karena itu lebih tinggi dari *pour point*, di mana kristal begitu banyak yang alirannya dicegah. Metode ASTM lama adalah D2500, dengan tiga metode otomatis baru menjadi ASTM D5771, ASTM D5772, D5773 dan ASTM. Banyak lembar inspeksi *base stock* tidak lagi memberikan *cloud point*. *Cloud point* bisa di 3°C hingga 15°C di atas *pour point* yang sesuai. (Speight, 2014)

Color, ekstrak-pelarut/*solvent dewaxed stock* akan mempertahankan beberapa warna yang diukur dengan ASTM

D1500. *Hydrocracked stock*, ketika *hydrofinished* pada tekanan tinggi, biasanya air putih dan warna terbaik mereka diukur pada skala warna Saybolt (ASTM D156, ASTM 2012). (Speight, 2014)

Densitas dan Gravitasi API, pengetahuan tentang densitas sangat penting ketika menangani kualitas *stock* dan nilai-nilai juga dapat dilihat sesuai dengan jenis *base stock*. Langkah alternatif adalah Skala gravitasi API dimana:

$$\text{API gravity} = (141.5/\text{specific gravity}) - 131.5$$

Densitas akan meningkat dengan viskositas, *boiling range*, kandungan aromatis dan *naphthene*. Namun akan berkurang dengan naiknya konsentrasi isoparafin dan viskositas index. (Speight, 2014)

Distilasi, saat ini distilasi fisis dapat dianalisa dengan ASTM D86, metode ini diukur pada tekanan atmosfer dan sesuai untuk *light lube*, atau dengan distilasi vakum menggunakan ASTM D1160 untuk *heavy lube*. Analisa distilasi biasanya menggunakan gas kromatografi dan sering dikenal dengan *Simulate Distillation* (SimDist) atau gas kromatografi menggunakan ASTM D2887. Metode ini menghasilkan hasil yang akurat. Metode ini dapat diterapkan untuk bahan yang memiliki *boiling point* kurang dari 538°C. (Speight, 2014)

Titik nyala, suhu di mana ada uap yang cukup diatas sampel cairan untuk tersulut bila terkena api dalam keadaan terbuka dan merupakan acuan pada produk yang digunakan sebagai spesifikasi keselamatan umum. Titik nyala adalah refleksi dari titik didih suatu bahan di ujung depan kurva distilasi *base stock*. Titik nyala umumnya meningkat dengan tingkatan viskositas dan titik nyala yang tinggi untuk viskositas yang diinginkan. Metode pengujian Cleveland Open Cup (ASTM D92) adalah yang paling sering digunakan untuk *base stock* di Amerika Utara, meskipun tes Pensky-Martens (ASTM D93) terkadang digunakan. (Speight, 2014)

Pour point, mengukur temperature yang paling tinggi hingga *base stock* tidak mengalir, dan untuk *paraffinic base stock*, *pour point* biasanya diantara -12°C dan -15°C, dan ditentukan

oleh pengoperasian unit *dewaxing*. Untuk tujuan tertentu, *pour point* dapat sangat rendah. Untuk *base stock* yang memiliki viskositas yang sangat rendah seperti *bright stock*, *pour point* merefleksikan batas viskositas. Pengukuran *pour point* secara tradisional menggunakan ASTM D97, namun terdapat tiga metode baru, yakni metode “tilt” (ASTM D5950), *pulse method* (ASTM D5949), dan metode rotasi (ASTM D5985). (Speight, 2014)

Viskositas, *base stock* biasanya dijual berdasarkan viskositasnya pada 40 °C dan 100 °C, menggunakan viskositas kinematic. Tingkatan viskositas didefinisikan oleh viskositas kinematic dalam *centistokes* (cS) saat 40 °C. viskositas *base stock* yang lebih tinggi dihasilkan oleh bahan baku yang lebih berat. (contoh: 100 cS saat 40 °C minyak pelumas diproduksi dari *heavy vacuum gas oil* dan tidak dapat dihasilkan dari *light vacuum gas oil* karena *molecular precursor* tidak tersedia). Semakin meningkatnya viskositas, diikuti juga dengan meningkatnya *distillation midpoint*. (Speight, 2014)

Indeks Viskositas, berbeda jenis minyak pelumas memiliki perbedaan pula dalam laju perubahan viskositas terhadap temperature. Contohnya, distilat minyak pelumas dari *naphthenic base crude* akan menunjukkan laju perubahan viskositas terhadap temperature yang lebih tinggi dari pada distilat yang berasal dari *paraffin crude*. Indeks viskositas adalah suatu metode untuk mengukur suatu nilai numerik terhadap laju perubahan, berdasarkan perbandingan dengan *relative rates of change of two arbitrarily selected types* dari minyak pelumas. Indeks viskositas yang tinggi menunjukkan laju perubahan viskositas terhadap temperature yang rendah, begitu pula sebaliknya. (Speight, 2014)

Indeks viskositas adalah ukuran sejauh mana perubahan viskositas dengan suhu; semakin tinggi indeks viskositas, semakin sedikit perubahan, dan umumnya indeks viskositas lebih tinggi lebih disukai. Indeks viskositas minimal untuk *paraffinic base stock* adalah 80, namun dalam kenyataanya adalah 95 karena

disesuaikan keinginan pasar. Untuk mendapatkan indeks viskositas lebih besar dari 140, bahan baku umumnya harus berupa *petroleum wax or Fischer–Tropsch wax*. (Speight, 2014)

Volatilitas, Volatilitas telah muncul sebagai faktor yang signifikan dalam produk pelumas otomotif dari sudut pandang lingkungan dan operasional dan berkaitan terutama dengan distilasi *front end*. Volatilitas rendah (kehilangan minimal ketika suhu tinggi) mengurangi emisi, bermanfaat untuk katalis pengontrol emisi, mengurangi konsumsi minyak pelumas, dan membantu mencegah perubahan viskositas minyak pelumas dalam mesin. Viskositas dipengaruhi oleh tingkatan viskositas, tetapi untuk viskositas yang konstan dipertahankan oleh fraksinasi dan sebagian oleh indeks viskositas. Indeks viskositas diidentifikasi menggunakan metode Noack (ASTM D5800), menggunakan metode *thermogravimetric analyzer* (TGA) biasanya disebut ASTM D6375, atau dengan gas kromatografi (ASTM D6417) untuk minyak pelumas mesin. (Speight, 2014)

Tabel II.1 Kategori Minyak Pelumas Dasar oleh *American Petroleum Industry*

	Kategori Minyak Pelumas Dasar	Sulfur (%)		Kejenuhan (%)	Indeks Viskositas
Mineral	Grup I (<i>Solvent Refined</i>)	>0,03	And/or	<90	80-120
	Grup II (<i>hydrotreated</i>)	<0,03	And	>90	80-120
	Grup III (<i>hydrocracked</i>)	<0,03	And	>90	>120
Sintetik	Grup IV	Minyak Pelumas Sintetik PAO			
	Grup V	Semua jenis minyak pelumas dasar selain grup I, II, III, dan IV			

(Speight, 2014)

II.2 Minyak Pelumas Bekas (*Used Lube Oil*)

Minyak pelumas bekas biasanya terdiri dari campuran berbagai jenis minyak pelumas yang telah digunakan dalam kendaraan bermotor dan industri. (Studi Tecnologie Progetti Srl, 2000).

Minyak pelumas kehilangan efektifitasnya selama operasi karena adanya jenis kontaminan tertentu. Kontaminan ini dibagi menjadi dua, pertama adalah kontaminan asing dan kedua adalah produk dari kerusakan minyak pelumas. Kontaminan asing berasal dari udara dan partikel logam dari mesin. Kontaminan dari udara adalah pasir, kotoran, dan kelembapan udara. Udara sendiri dapat dianggap sebagai kontaminan karena dapat menyebabkan oli atau minyak pelumas menjadi berbusa (*foaming*). Kontaminan yang berasal dari mesin adalah partikel logam akibat penggunaan mesin, partikel karbon yang berasal dari pembakaran tidak sempurna, oksida logam yang berasal dari korosi pada logam, air dari kebocoran sistem pendingin, air dari produk pembakaran, bahan bakar atau bahan aditif atau *by product* yang mungkin masuk kedalam *crankcase* mesin. (Speight, 2014)

Dalam hal produk yang berasal dari kerusakan minyak, banyak produk yang terbentuk selama minyak mengalami kerusakan. Beberapa produk yang penting adalah *sludge* yakni campuran minyak, air, partikel debu, kotoran, dan karbon yang dihasilkan dari pembakaran tidak sempurna dari bahan bakar. Lumpur dapat disimpan di berbagai bagian mesin atau tetap di koloid dispersi dalam minyak. *Lacquer*, zat keras atau bergetah yang akan terendapkan pada bagian-bagian mesin sebagai akibat dari adanya lumpur pada oli sehingga suhu operasi terlalu suhu tinggi. *Oil soluble products*, hasil produk oksidasi minyak yang tetap dalam minyak dan tidak dapat disaring sehingga terendapkan pada bagian-bagian mesin. (Speight, 2014)

Minyak pelumas bekas memiliki nilai hydrocarbon pada $C_{21}-C_{40}$. Gas-gas volatil yang terkaandung dalam minyak pelumas bekas adalah H_2 , CO , dan CO_2



Gambar II.1 Struktur Kimia Minyak Pelumas Bekas
(Lam, 2015)

Pada minyak pelumas bekas terdapat logam-logam yang dapat menyebabkan terjadinya pencemaran lingkungan. Logam-logam tersebut dapat berasal dari :

- Aditif minyak pelumas
Agar minyak pelumas dapat memberikan pelayanan yang memuaskan maka perlu ditambahkan zat aditif, tetapi zat aditif tersebut mengandung logam Zn, Al serta senyawa lain seperti Ba, Mg, Mo, K, Ca dan Na.
- Bahan Bakar
Bahan bakar yang digunakan dapat mengandung Pb, apabila ditambahkan TEL untuk menaikkan angka oktannya, hasil pembakarannya dapat masuk ke ruang karter dan bercampur dengan minyak pelumas.
- Debu dan kotoran dari udara
Bahan bakar dapat dibakar bila ada udara. Udara yang masuk ke ruang bakar sudah disaring dengan filter, tetapi kemungkinan kotoran masih dapat masuk ke ruang bakar bersama udara. Biasanya didalam debu mengandung Al dan Si.
- Zat pendingin "coolant"
Zat pendingin yang dicampurkan dalam air pendingin mengandung aditif anti korosif yang umumnya

mengandung Na, K dan Cr. Apabila gasket mesin rusak, air pendingin dapat masuk ke ruang bakar lalu ke karter dan bercampur dengan minyak pelumas.

- Keausan

Keausan adalah hilangnya zat padat dari induknya akibat adanya permukaan yang bergesekan, sehingga dapat menyebabkan kerusakan. Bagaimanapun tepatnya pemilihan minyak pelumas yang digunakan, komponen mesin tersebut tetap akan mengalami keausan meskipun kecil (Subiyanto, 1989).

Aditif minyak pelumas adalah senyawa kimia yang ditambahkan ke dalam minyak pelumas dengan maksud untuk mendapatkan mutu minyak pelumas yang baik dalam pemakaiannya, meningkatkan daya kerja mesin, memperpanjang efisiensi kerja mesin, serta memperpanjang masa pemeliharaan. Aditif tersebut mempunyai persyaratan sebagai berikut: dapat larut dalam minyak pelumas, stabil untuk waktu yang lama, tidak mempunyai bau yang menyengat, serta tidak merusak mesin. Secara garis besar aditif dapat digolongkan atas dua bagian yaitu :

1. Aditif yang bekerja untuk meningkatkan karakteristik sifat fisika seperti: menurunkan titik tuang, meningkatkan indeks viskositas, antibusa dan lain sebagainya.
2. Aditif yang bekerja untuk mempengaruhi dan meningkatkan karakteristik sifat kimia seperti: antioksidan, antikorosi, dispersan/deterjen, dan lain sebagainya (Subarjo, 1985).

Tabel II.2 Kandungan Senyawa Aditif dalam Minyak Pelumas Bekas

Jenis Aditif	Senyawa
<i>Anticorrosion</i>	<i>Zinc dithiophosphates, metal phenolates, fatty acids, dan amines</i>
<i>Antifoamant</i>	<i>Silicone polymers dan organic copolymers</i>
<i>Antiodorant</i>	<i>Perfumes dan essential oils</i>
<i>Antioxidant</i>	<i>Zinc dithiophosphates, hindered phenols,</i>

	<i>aromatic amines, dan sulfurized phenols</i>
<i>Antiwear additive</i>	<i>Chlorinated waxes, alkyl phosphites dan phosphates, lead naphthenate, metal triborates, dan metal dan ashless dithiophosphates</i>
<i>Color stabilizer</i>	<i>Aromatic amine compounds</i>
<i>Corrosion inhibitor</i>	<i>Metal dithiophosphates, metal dithiocarbamates, metal sulfonates, thiodiazoles, dan sulfurized terpenes</i>
<i>Detergent</i>	<i>Alkyl sulfonates, phosphonates, alkyl phenates, alkyl phenolates, alkyl carboxylates, dan alkyl-substituted salicylates</i>
<i>Dispersant</i>	<i>Alkylsuccinimides dan alkylsuccinic esters</i>
<i>Emulsifier</i>	<i>Fatty acids, fatty amides, dan fatty alcohols</i>
<i>Extreme pressure additives</i>	<i>Alkyl sulfides, polysulfides, sulfurized fatty oils, alkyl phosphites dan phosphates, metal dan ashless dithiophosphates dan carboxylates, metal dithiocarbamates, dan metal triborates</i>
<i>Friction modifier</i>	<i>Organic fatty acids, lard oil, dan phosphorus-based compounds</i>
<i>Metal deactivator</i>	<i>Metal deactivator organic complexes containing nitrogen dan sulfur amines, sulfides, dan phosphates</i>
<i>Pour point depressant</i>	<i>Alkylated naphthalene and phenolic polymers, dan polymethacrylates</i>
<i>Rust inhibitor</i>	<i>Metal alkylsulfonates, alkylamines, alkyl amine phosphates, alkenylsuccinic acids, fatty acids, alkylphenol ethoxylates, dan acid phosphate esters</i>
<i>Seal swell agent organic</i>	<i>Organic phosphate aromatic hydrocarbons</i>
<i>Tackiness agent</i>	<i>Polyacrylates dan polybutenes</i>
<i>Viscosity</i>	<i>Polymers of olefins, methacrylates, dienes, or alkylated styrenes</i>

(Speight, 2014)

Tabel II.3 Sifat Fisis Minyak Pelumas Bekas

Sifat Fisis	Jumlah
SG	0,8891
Viskositas Kinematis 40°C	117,6
Viskositas Kinematis 100°C	12,5
Indeks viskositas	102,9
Flash Point (°C)	202
Pour Point (°C)	215
Kadar Logam (ppm)	1991,36

(Siswanti, 2010)

II.3 Distilasi

Distilasi adalah salah satu metode pemisahan komponen dari sebuah larutan yang tergantung pada distribusi zat antara fase gas dan cair, diterapkan pada kasus di mana semua komponen muncul pada kedua fase. Metode ini tidak menambahkan zat baru ke dalam campuran untuk membentuk fase kedua, seperti yang terjadi pada absorpsi atau desorpsi gas, fase baru diambil dari larutan asli dengan cara penguapan atau kondensasi. (Treybal, 1981)

Distilasi merupakan campuran yang dididihkan dimana komponen yang memiliki titik didih yang lebih rendah akan mempunyai uap yang lebih banyak. Sehingga saat uap tersebut terkondensasi, kondensat akan mengandung lebih banyak komponen yang volatil. Pada saat yang sama, campuran yang asli akan mengandung material yang tidak volatil. Kolom distilasi didesain untuk membuat proses pemisahan ini efisien. (Tham, 2006)

Dalam proses pengolahan minyak pelumas bekas menjadi minyak pelumas mentah, terdapat dua kondisi operasi pada kolom, yaitu kondisi pada tekanan atmosferik dan pada tekanan vakum. Kolom distilasi pada tekanan vakum dipisahkan kandungan fraksi berat minyak pelumas bekas pada minyak pelumas bekas agar suhu operasi tidak terlalu tinggi sehingga minyak pelumas bekas tidak terdegradasi. (Treybal, 1981)

II.4 Desain Kolom Distilasi

Kolom distilasi adalah alat yang banyak digunakan untuk memisahkan beragam zat kimia. Teori dasar dari pemisahan ini adalah perbedaan titik didih dari komponen yang dipisahkan. Pada bagian bawah kolom distilasi terdapat sumber panas, yaitu reboiler. Pada bagian atas kolom distilasi terdapat condenser yang mendinginkan uap dari stage teratas menjadi cair dan sebuah penampung yang menampung cairan dan mengizinkan sebagian cairan ini dikembalikan sebagai reflux dan sebagian lagi diambil sebagai distilat. (Brooks, 1993)

Kolom distilasi merupakan alat untuk memisahkan komponen dari campuran fasa cair, khususnya yang mempunyai perbedaan titik didih dan tekanan uap yang cukup besar. Perbedaan tekanan uap tersebut akan menyebabkan fasa uap yang ada dalam kesetimbangan dengan fasa cairnya mempunyai perbedaan komposisi yang cukup signifikan. Fasa uap mengandung lebih banyak komponen yang memiliki tekanan uap rendah, sedangkan fasa cair lebih banyak mengandung komponen yang memiliki tekanan uap tinggi. (Tham, 2006)

Faktor-faktor yang mempengaruhi operasi kolom distilasi, antara lain:

1. Kondisi *feed* (q)
Keadaan campuran dan komposisi *feed* (q) mempengaruhi garis operasi dan jumlah stage dalam pemisahan serta mempengaruhi lokasi *feed tray*.
2. Kondisi Refluks
Pemisahan semakin baik jika sedikit *tray* yang digunakan untuk mendapatkan tingkat pemisahan. *Tray* minimum dibutuhkan dibawah kondisi total refluks, yakni tidak ada penarikan distilat. Sebaliknya refluks berkurang, garis operasi untuk seksi rektifikasi bergerak terhadap garis kesetimbangan.
3. Kondisi Aliran Uap
Kondisi aliran uap yang merugikan dapat menyebabkan:

a. *Foaming*

Mengacu pada ekspansi *liquid* melewati uap atau gas. Walaupun menghasilkan kontak antar fase *liquid*-uap yang tinggi, *foaming* berlebihan sering mengarah pada terbentuknya *liquid* pada *tray*.

b. *Entrainment*

Mengacu pada *liquid* yang terbawa uap menuju *tray* di atasnya dan disebabkan laju alir uap yang tinggi menyebabkan efisiensi *tray* berkurang.

Bahan yang sukar menguap terbawa menuju plate yang menahan *liquid* dengan bahan yang mudah menguap. Dapat mengganggu kemurnian distilat. *Entrainment* berlebihan dapat menyebabkan *flooding*.

c. *Weeping/ Dumping*

Fenomena ini disebabkan aliran uap yang rendah. Tekanan yang dihasilkan uap tidak cukup untuk menahan *liquid* pada *tray*. Karena itu *liquid* mulai merembes melalui perforasi.

d. *Flooding*

Terjadi karena aliran uap berlebih menyebabkan *liquid* terjebak pada uap di atas kolom. Peningkatan tekanan dari uap berlebih menyebabkan kenaikan *liquid* yang bertaan pada plate di atasnya. *Flooding* ditandai dengan adanya penurunan tekanan diferensial dalam kolom dan penurunan yang signifikan pada efisiensi pemisahan. (Komariah, 2009)

II.5 Macam-Macam Evaporator

Evaporasi adalah suatu operasi yang digunakan untuk memekatkan larutan dari terlarut yang tidak mudah menguap dan pelarut yang mudah menguap, biasanya adalah air. Sebagian dari pelarut menguap untuk menghasilkan larutan pekat, *slurry*, dan larutan viskos. (Glover, 2004)

Evaporasi berbeda dengan pengeringan yang mana residu lebih mudah mengalir dari pada padatnya. Evaporasi berbeda

dengan distilasi yang mana tidak terdapat pemisahan uap menjadi komponen tunggal. (Glover, 2004)

Terdapat beberapa macam dan variasi dari evaporator, dan pemilihan evaporator tersebut berdasarkan karakteristik produk dan hasil yang diinginkan. Lebih jelas dapat dilihat pada table II.4. (Glover, 2004)

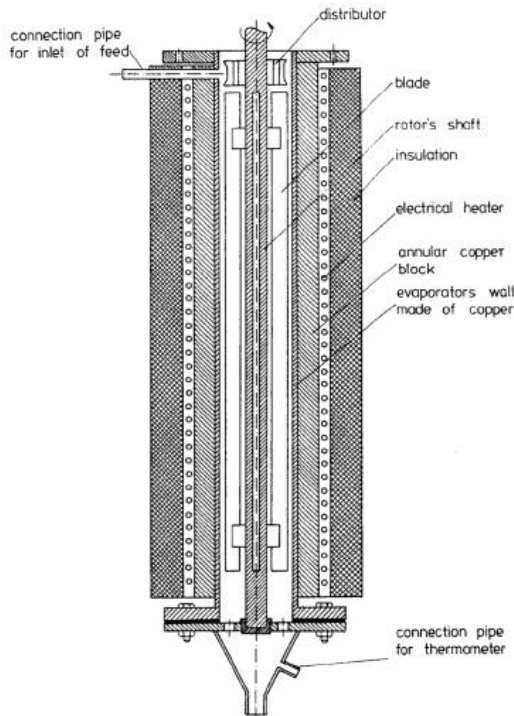
Tabel II.4 Kriteria Pemilihan Evaporator

Type	Bersih	Kapasitas Besar	Padat atau Kristal	Kerak	Berbusa	<i>Thermal Sensitive</i>	Viskos
<i>Batch</i>	X						X
<i>Horizontal Tube</i>	X						
<i>Vertical Short Tube</i>	X						
<i>Vertical Long Tube</i>	X	X					
<i>Rising Falling Film</i>	X	X			X		
<i>Falling Film</i>	X	X	X		X	X	
<i>Forced Circulation</i>	X	X	X	X	X		
<i>Plate</i>	X	X	X	X	X	X	X
<i>Agitated Thin Film</i>	X	X	X	X	X	X	X

II.6 *Thin-Film Evaporator*

Thin-film evaporator diaplikasikan dalam *heat exchanger* yang disebut *thin film or thin layer evaporator*. Walaupun thin layer evaporator mungkin dipertimbangkan sebagai *mass and heat exchanger*, karena molekul dari fasa liquida ditransfer ke fasa gas selama penguapan dan perpindahan molekul dari fasa gas

ke molekul dari fasa liquida mungkin terjadi selama proses kondensasi. Alat ini diaplikasikan dalam dunia kimia, farmasi, dan makanan sejak tahun 1950. Vertikal thin-film evaporator seperti gambar II.1. (Dziak, 2011)



Gambar II.2 *Thin-Film Evaporator*

Sistem wiper berputar mendistribusikan produk mentah ke sebuah film pada permukaan bagian dalam dari pipa yang dipanaskan. Kecepatan sistem menyeka proses penguapan dengan menjaga turbulent film produk sehingga perpindahan panas dan perpindahan massa dapat dioptimalkan. Fraksi didih yang lebih rendah dari bahan baku menguap dalam waktu singkat dari film produk; waktu tinggal produk di dinding evaporator sangat

singkat. Uap dikondensasikan pada kondensor eksternal. Konsentrat terus dibuang keluar dari bagian bawah evaporator. Sebagai kondensor yang terletak di luar evaporator dan terhubung ke evaporator melalui pipa, kecepatan uap pada tingkat penguapan yang tinggi dan tekanan rendah akan menjadi sangat tinggi. Karena penurunan tekanan yang diciptakan oleh uap dalam perjalanan mereka ke kondensor eksternal, vakum dicapai dalam film evaporator sekitar 1 mbar. (<http://www.vta-process.de>)

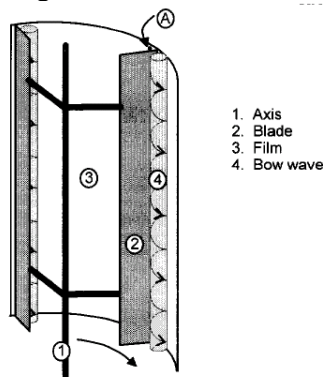
Kelebihan dari alat ini adalah proses distilasi yang terus menerus, tekanan operasi yang rendah, waktu tinggal singkat, kecepatan penguapan yang cepat, proses pada titik didih tinggi, viskositas tinggi atau memungkinkan produk menjadi kristal, kombinasi dengan kolom untuk meningkatkan jumlah pelat teoritis sangat memungkinkan, dan dinding evaporator tahan akan kerak. (<http://www.vta-process.de>) Kelebihan lain dari alat ini adalah massa mengalir dengan cepat dan terjadi fenomena pertukaran panas, memungkinkan untuk menurunkan tekanan atau vakum. Alat ini dapat digunakan untuk zat yang sensitif terhadap panas (asam lemak, minyak esensial), ekstrak makanan atau produk farmasi (jus gula tebu, *sweetened beet*, gelatin, vitamin buatan atau alami), penghilangan pelarut mulai dari ekstrak tumbuhan dan penggunaan kembali pelarut (cat, lemak, minyak, dan resin), konsentrasi dari ketang tumbuk, jus buah, and *vegetables*, konsentrasi dari susu dan turunannya, pemurnian dari produk polimer. Permukaan tipis ini juga digunakan untuk reaksi kimia dan desalinasi air. (Zeboudj, 2006)

Faktor kunci dari transfer panas dan masa dan untuk waktu tinggal liquid dalam alat ini adalah ketebalan permukaan. Film permukaan ini bergantung pada beberapa faktor seperti geometri dinding, pengadukan, dan karakteristik liquid. (Zebaoudj, 2006)

Terdapat dua tipe utama dalam thin-film evaporator, yakni *static type thin-film evaporator* dan *mechanically agitated thin-film evaporator*. Semua tipe tersebut dilengkapi dengan pemanas didinding silindernya. Pemanas tersebut terletak

dibagian luar dan dibagian dalam aliran liquida jatuh kebawah searah gravitasi dipermukaan silinder yang panas. Selama proses tersebut, vaporisasi pun terjadi. Jika aliran liquida mengalir bebas karena dipengaruhi gaya gravitasi, tanpa adanya hambatan. Hal ini berarti tidak ada gaya mekanik yang bekerja pada aliran liquida yang mengalir didalam apparatus, maka apparatus tersebut disebut dengan *thin-film evaporator* tipe statis. Jika evaporator dilengkapi dengan blade yang mencampur liquid yang mengalir dalam apparatus, sehingga apparatus disebut dengan *mechanically agitated thin-layer evaporator* atau *mechanical thin-layer evaporator*. (Dziak, 2011)

Efisiensi operasi dipengaruhi oleh bilah penyeka yang mana campuran permukaan pada kondisi gas-permukaan vakum. Sebagai bilah yang melalui permukaan, cairan pada dinding tercampur dengan itu yang terbawa oleh ujung bilah. Konsentrasi volatil di permukaan berada pada tepi ujung bilah (contoh konsentrasi di permukaan adalah permulaan tahap devolatilisasi) adalah fungsi dari konsentrasi pada permukaan diakhir tahap deolatilisasi sebelumnya, konsentrasi cairan yang masuk ke dalam evaporator melalui bagian atas, dan derajat campuran antara permukaan dan gelombang cairan.



Gambar II.3 Skema dari *Thin Film Evaporator*
(McKenna, 1994)

Dasar teori mengenai penentuan efisiensi pemisahan dari thin film evaporator disampaikan oleh Billet R. (1957). Billet mengatakan bahwa pembentukan uap selama penguapan campuran liquid dihilangkan dari evaporator tanpa adanya kontak dengan fasa cair yang mengalir ke tabung. Teori Billet berdasarkan terhadap neraca massa dari senyawa volatil yang nilainya tidak sama pada bagian kecil dh dalam evaporator, yang dibentuk oleh pipa, pemanasan dari bagian luar, bagian dalam terjadi proses penguapan. Asumsi bahwa pada elemen ini cairan dan uap yang dihasilkan berada dalam keadaan setimbang ($y=y^*$). (lihat gambar 3). maka dapat dituliskan persamaannya sebagai berikut:

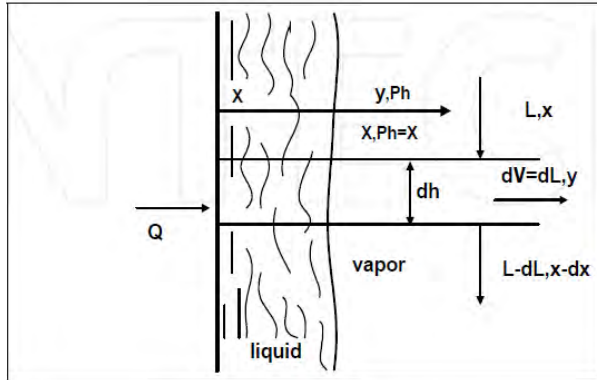
$$L \cdot x = (L - dV) \cdot (x - dx) + y^* dV \quad (\text{II.1})$$

Dimana L adalah aliran molar cairan di inlet ke elemen panjang dh , x adalah konsentrasi senyawa yang lebih volatil dalam liquid yang tepat di inlet ke elemen dh , $(L - dV)$ aliran molar liquid dibagian outlet dari element dh , $(x - dx)$ konsentrasi senyawa yang lebih volatile pada liquid di outlet dari elemen dh , dV - aliran molar dari uap yang terproduksi pada element panjang dh dari evaporator, y^* - konsentrasi uap, yang mana berada pada kondisi setimbang dengan konsentrasi liquid dari komponen yang lebih volatile.

Persamaan II.1 dapat diintegral:

$$\ln \frac{L_F}{L_R} = \int_{x_R}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x} \quad (\text{II.2})$$

Integral II.2 dapat diselesaikan dengan numerik, Persamaan ini memungkinkan perhitungan laju aliran residu dari evaporator L_R , mengetahui nilai-nilai dari aliran flow feed L_F , konsentrasi x_F serta konsentrasi x_R residu. Hal ini juga diperlukan untuk memiliki data kesetimbangan uap-cair [$y^* = f(x)$].



Gambar II.4 Skema dari Penguapan Lapisan Tipis Dua Komponen Cairan (Dziak, 2011)

Komposisi distilat rata-rata dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan neraca massa:

$$D = L_F - L_R \quad (\text{II.3})$$

$$x_D = \frac{L_F \cdot x_F - L_R \cdot x_R}{D} \quad (\text{II.4})$$

Mannheim dan Passy (Mannheim CH & Passy N., 1974) menyatakan bahwa selama proses penguapan campuran cair, dalam posisi vertical thin film evaporator, Rektifikasi bisa muncul sebagai akibat dari aliran counter current dari fase cair dan uap dalam evaporator. Titik pandang yang sama disajikan Billet (Billet, 1983). Dia juga mengatakan bahwa distilasi dari campuran liquida di thin film evaporator dapat menyebabkan pemisahan secara signifikan lebih baik dari pada yang diperoleh dalam distilasi batch sederhana. Efek ini disebabkan oleh kontak langsung dari fase cair dan gas di evaporator. (Dziak, 2011)

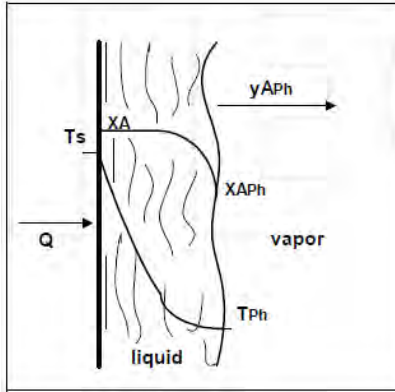
II.7 Gropp dan Schlünder Teori Panas Simultan dan Perpindahan Massa dalam *Thin-Film Evaporator* Larutan Dua Komponen

Proses penguapan larutan cairan di *thin-film evaporator* lebih kompleks daripada penguapan cairan satu komponen. Hal ini berhubungan dengan hambatan perpindahan massa yang muncul pada beberapa kondisi cairan dua komponen pada *thin-film evaporator*. Gröpp and Schlünder (Gröpp U. & Schlünder E.S., 1986) mengungkapkan teori mengenai proses perpindahan massa di fasa liquida proses penguapan cairan liquida pada *thin-film evaporator*. (Dziak, 2011)

Gambar II.2 menunjukkan skema suhu dan konsentrasi profil di lapisan tipis selama penguapan permukaan di vertikal *thin-film evaporator*. Dua komponen liquida (komponen A dan B) aliran sepanjang permukaan yang dipanasi dan sebagian teruapkan. Mol fraksi dari beberapa zat volatile pada fasa gas y_{Aph} dan fasa liquida x_{Aph} di permukaan, suhu dipermukaan t_{ph} ditetapkan sesuai dengan kondisi kesetimbangan termodinamika. Jika diasumsikan bahwa uap yang terbentuk dipermukaan liquida langsung keluar menuju kondensor, dan tidak ada hambatan transfer masa pada fasa gas, kemudian konsentrasi distilat disetarakan dengan konsentrasi gas y_{Aph} pada permukaan. Laju aliran mol komponen yang lebih mudah menguap ke arah antarmuka di sisi cair $n_{A\bullet}$ dapat ditentukan dari persamaan yang disimpulkan dari teori lapisan batas:

$$n_{A\bullet}^* = -\rho_L \cdot \delta_L \cdot \left(\frac{\partial x_A}{\partial s} \right) + n^* \cdot x_A \quad (II.5)$$

dimana ρ_L adalah densitas liquida, kmol/m^3 ; δ_L adalah difusifitas liquida, m^2/s ; x_A adalah fraksi mol komponen yang lebih mudah menguap dalam fasa cair; s adalah batas tebal permukaan, m ; n^* adalah laju mol alir keseluruhan, kmol/s .



Gambar II.5 *Thin-Film Evaporator* Disertai dengan Resistensi Perpindahan Massa di Fasa Liquida

$$\dot{n} = \dot{n}_A + \dot{n}_B \quad (\text{II.6})$$

Laju alir mol komponen yang lebih mudah menguap dapat ditentukan dari persamaan (II.7):

$$\dot{n}_A = \dot{n} \cdot y_{Aph} \quad (\text{II.7})$$

Mengambil keuntungan dari persamaan (II.7) dalam persamaan (II.5), diperoleh:

$$\dot{n} \cdot y_{Aph} = -\rho_L \cdot \delta_L \cdot \left(\frac{\partial x_A}{\partial s} \right) + \dot{n} \cdot x_A \quad (\text{II.8})$$

dan, maka:

$$-\rho_L \cdot \delta_L \cdot \frac{\partial x_A}{\partial s} = \dot{n} \cdot (y_{Aph} - x_A) \quad (\text{II.9})$$

integrasi persamaan (II.9) diberikan:

$$-\frac{\rho_L \cdot \delta_L}{n^{\bullet}} \cdot \int_{x_A}^{x_{Aph}} \frac{dx_A}{y_{Aph} - x_A} = \int_0^s ds$$

$$-\frac{\rho_L \cdot \delta_L}{n^{\bullet}} \cdot [-\ln(y_{Aph} - x_A)]_{x_A}^{x_{Aph}} = s$$

$$-\ln(y_{Aph} - x_{Aph}) + \ln(y_{Aph} - x_A) = -\frac{n^{\bullet}}{\rho_L \cdot \delta_L} \cdot s \quad (II.10)$$

Jika kita mendefinisikan koefisien perpindahan massa dengan persamaan (II.11):

$$\beta_L = \frac{\delta_L}{s} \quad (II.11)$$

dan kecepatan linear dalam arah antarmuka dengan persamaan (II.12):

$$v_L = \frac{n^{\bullet}}{\rho_L} = \frac{q}{\rho_L \cdot r} \quad (II.12)$$

dimana, q adalah beban panas, W/m²; r adalah panas penguapan, J/kg; ρ_L adalah densitas liquida, kg/m³; menggabungkan persamaan (II.10), (II.11), dan (II.12) maka:

$$\ln \frac{y_{Aph} - x_A}{y_{Aph} - x_{Aph}} = -\frac{v_L}{\beta_L} \quad (II.13)$$

persamaan diatas memungkinkan penentuan nilai koefisien transfer massa untuk kondisi *thin-film evaporator*. Mengetahui nilai panas dari liquida dalam penguapan (r), beban panas (q), dan densitas liquida (ρ_L) dapat menghitung nilai V_L dari persamaan 3.14 setelah itu, mengetahui nilai V_L , dan nilai konsentrasi dalam liquida dan gas dibatas permukaan y_{Aph} , x_{Aph} , seperti juga

dengan konsentrasi rata-rata dalam fasa liquida, x_A . kita dapat menentukan nilai koefisien perpindahan massa β_L dari hubungan (II.13). (Dziak, 2011)

II.8 Persamaan Governing

AFTE beroperasi pada keadaan vakum dan dengan segera uap yang terbentuk dihilangkan dengan pompa vakum. Sebenarnya tidak ada interaksi antara fasa uap dan fasa liquida. Sehingga dalam kenyataan tidak terdapat interaksi yang signifikan. Karena pemodelan dalam *steady state-two continuous incompressible phase* (liquida dan uap). (Pawar, 2012)

Persamaan untuk mengkonversi massa dan momentum diselesaikan untuk masing-masing fasa. Model aliran berdasarkan persamaan Navier–Stokes untuk model multi fasa Eulerian selama fasanya adalah multi fasa homogen k-ε model turbulen. Permodelan permukaan yang bebas digunakan untuk dua fasa untuk menelusuri permukaan antara dua fasa. Permodelan transfer inter fase dalam permukaan yang bebas menjelaskan bagaimana cairan berinteraksi dalam simulasi multifase dan bagaimana partikel berinteraksi dengan cairan ketika partikel disertakan. Persamaan konservasi massa untuk setiap fase dapat ditulis sebagai:

$$\nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \bar{U}_i) = 0.0 \quad (II.14)$$

Fasa uap dan liquida diasumsikan berbagi ruang secara proporsional dengan volume mereka sehingga fraksi volume mereka berjumlah kesatuan dalam domain sel:

$$\sum_{i=1}^n \alpha_i = 1 \quad (II.15)$$

Persamaan konservasi momentum untuk tahap i setelah *averaging* diberikan sebagai

$$\nabla \cdot (\alpha_i \rho_i \bar{U}_i \bar{U}_i) = -\alpha_i \nabla p_{\alpha_i} + \nabla \cdot [\alpha_i \mu^{\text{eff}} (\nabla \bar{U}_i + (\nabla \bar{U}_i)^T)] + S_{M\alpha_i} + M_{\alpha_i} \quad (II.1)$$

dimana μ^{eff} adalah viskositas efektif didefinisikan oleh

$$\mu^{\text{eff}} = \mu^{\text{lam}} + \mu^{\text{turb}} \quad \text{with } \mu^{\text{turb}} = \rho C_{\mu} \frac{k^2}{\varepsilon} \text{ and } C_{\mu} = 0.09 \quad (\text{II.17})$$

$S_{M\alpha}$ menjelaskan sumber momentum karena kekuatan bagian eksternal dan M_α adalah gaya *interfacial* dari *acting phase* dalam fasa yang lain. Untuk aliran yang berputar didalam silinder. Perputaran ketika kecepatan angularnya konstan ω , sumber tambahan momentum yang diperlukan untuk memperhitungkan efek dari gaya Coriolis dan gaya sentrifugal:

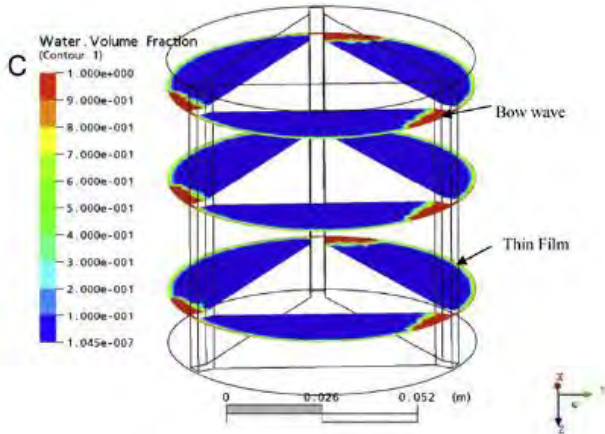
$$S_{M\alpha} = S_{\text{cor}} + S_{\text{cfg}} \quad (\text{II.18})$$

dimana,

$$S_{\text{cor}} = -2\rho\omega \times U \quad (\text{II.19})$$

$$S_{\text{cfg}} = -\rho\omega \times (\omega \times r) \quad (\text{II.20})$$

dimana r adalah letak vector dan U adalah kecepatan relatif silinder. (Pawar, 2012)



Gambar II.6 Distribusi Aliran Liquida pada *Thin-Film Evaporator*

Model standar k-ε digunakan untuk model turbulen dalam fasa liquida, gambar II.5. Persamaan konversi untuk energy kinetic turbulen k dan turbulen disipasi ε untuk fasa liquida dapat ditulis sebagai berikut:

$$\nabla \cdot (\rho \bar{U} \bar{k}) = \nabla \cdot \left[\left(\mu^{\text{lam}} + \frac{\mu^{\text{turb}}}{\sigma_k} \right) \nabla \bar{k} \right] + \bar{p} - \rho \varepsilon \quad (\text{II.21})$$

$$\nabla \cdot (\rho \bar{U} \varepsilon) = \nabla \cdot \left[\left(\mu^{\text{lam}} + \frac{\mu^{\text{turb}}}{\sigma_k} \right) \nabla \varepsilon \right] + \frac{\varepsilon}{k} (C_{\varepsilon 1} \bar{p} - C_{\varepsilon 2} \rho \varepsilon) \quad (\text{II.22})$$

Aliran turbulen akibat gesekan diberikan sebagai:

$$\bar{p} = \mu^{\text{turb}} \nabla \bar{U} \cdot (\nabla \bar{U} + (\nabla \bar{U})^T) \quad (\text{II.23})$$

(Pawar, 2012)

II.9 Pemilihan Aplikasi Termodinamika untuk Pemodelan Proses

Dalam penelitian, begitu juga dengan simulasi untuk mendekati kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan model termodinamika yang paling akurat. Sebagai acuan pemilihan model termodinamika ditampilkan pada tabel II.5.

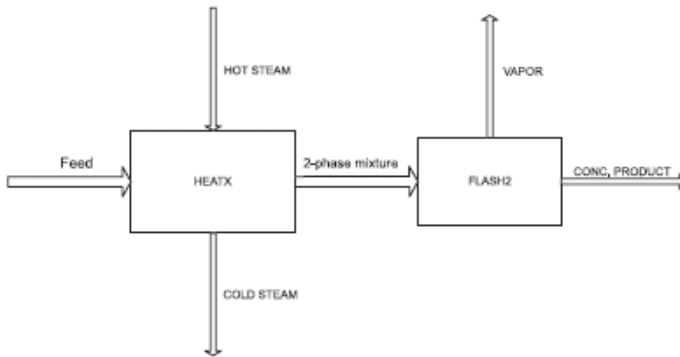
Tabel II.5 Model Termodinamika

Chemical Systems	Primary Choice Models of Today	Secondary Choice Models	Problem Areas
Air Separation	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	Corresponding States	
Gas Processing	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	BWRS	
Gas Treating	Kent-Eisenberg, Electrolyte NRTL		Data, Parameters, Models for mixed amines
Petroleum Refining	BK10, Chao-Seader, Grayson-Streed, Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, Lee-Kessler-Plöcker		Heavy crude characterization
Petrochemicals—VLE	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, PSRK	NRTL, UNIQUAC, UNIFAC	Data, Parameters
Petrochemicals—LLE	NRTL, UNIQUAC		Data, Parameters, Models for VLLE systems
Chemicals	NRTL, UNIQUAC, PSRK	UNIFAC	Data, Parameters
Electrolytes	Electrolyte NRTL, Zemaitis	Pitzer	Data, Parameters, Databanks, Models for polyelectrolytes
Oligomers	Polymer NRTL	UNIQUAC, UNIFAC	Pure component fugacity, Databanks
Polymers	Polymer NRTL, PC-SAFT	Sanchez-Lacombe, SAFT, UNIFAC-FV	Data, Parameters, Databanks, Flash algorithms, Models for polar polymers, block copolymers
Steam	NBS/NRC		
Environmental	UNIFAC+Henry's Law		Data
Pharma/Biological	None		Data, Databanks, Models

Dalam tabel II.5 pemilihan model termodinamika dipengaruhi oleh sistem kimia. Untuk mendapatkan model yang paling akurat pemilihan juga dipengaruhi oleh kondisi operasi (tekanan dan temperatur) terutama untuk proses dalam fase gas. (Chen dan Mathias, 2002)

II.10 *State of the Art* (Penelitian Terkait)

Penelitian Chawankul *et al* (2001) yang berjudul “*Simulation of an Agitated Thin Film Evaporator for Concentrating Orange Juice Using AspenPlusTM*”. Penelitian ini menggunakan Aspen PlusTM untuk mendesain thin film evaporator. Thin film evaporator dikembangkan menggunakan model penukar panas *rigorous* dapat dilihat pada gambar II.6, *heatx* diikuti oleh sebuah model *rigorous 2-phase flash*. *Flash2* seperti gambar 2.4. Bahan baku masuk kedalam blok *heatx* merupakan minyak pelumas bekas. Steam masuk ke *heatx* dan meninggalkannya menjadi kondensat. Produk dari *heatx* adalah campuran 2 fasa antara uap air dan minyak pelumas bekas. Aliran ini tidak seperti proses nyata. Model *flash2* ini digunakan untuk memisahkan minyak pelumas bekas dan uap air serta zat volatil lainnya. Produk dari *flash2* menggambarkan 2 produk dalam proses sebenarnya. Tekanan pada *flash2* dapat diasumsikan sama dengan tekanan pada *heatx* dan keadaan dapat diasumsikan berjalan secara adiabatik. Operasi adiabatik adalah asumsi yang beralasan karena bahan baku untuk *flash2* adalah campuran 2 fasa dari uap air dan minyak pelumas bekas, tujuan dari *flash2* adalah untuk memisahkan dua fasa. (Chawankul, 2001)



Gambar II.7 Flowsheet Simulasi dengan Aspen Plus™ dari Proses Penguapan

Informasi yang dibutuhkan oleh Aspen Plus™ untuk mesimulasikan proses ini adalah:

- Aliran minyak pelumas bekas ke proses (**kecepatan aliran, komposisi, temperatur, tekanan, dan fraksi uap**)
- Aliran *steam* ke proses (**kecepatan aliran, komposisi, temperatur, tekanan, dan fraksi uap**)
- Desain dan kondisi operasi heatx (**area penukaran panas dan koefisien *overall heat transfer***)
- Kondisi operasi untuk flash2 (temperatur, **tekanan**, fraksi uap atau ***heat duty***)

Variabel yang di-bold adalah salah satu yang ditentukan dalam simulasi ini, variabel tersebut ditentukan melalui percobaan atau perhitungan koefisien *overall heat transfer*. (Chuaprasert, 1999)

Penelitian Rafie R. M., *et al* (2013) yang berjudul “*Waste lubricating oil treatment by extraction and adsorption*”. Penelitian ini membahas pemurnian minyak pelumas bekas menggunakan ekstraksi dan adsorpsi. Penelitian ini menggunakan 6 jenis pelarut (*n-hexane, 1-butanol, petroleum ether, 1-hexanol, carbon tetra chloride, dan acetone*) dievaluasi secara percobaan. Ratio antara pelarut dan minyak adalah 1:1 sampai 4:1 juga diperiksa. Penelitian ini telah mempelajari efek dari penggunaan

KOH untuk meningkatkan flokulasi, ekstraksi menggunakan pelarut, adsorpsi, dan proses filtrasi. Hasil penelitian menunjukkan bahwa 1-butanol mencapai kinerja terbaik dengan penghapusan *percent sludge removal*, diikuti oleh *n-hexane*, *petroleum ether*, *1-hexanol*, *carbon tetrachloride*, and *acetone*. Persentase lumpur minyak ditemukan meningkat dengan peningkatan pelarut untuk rasio minyak hingga mencapai maksimum pada rasio 3:1. Penerapan proses adsorpsi menggunakan bahan adsorben yang berbedapun diinvestigasi. Bahan adsorben seperti *shell almond*, *walnut shell*, kulit telur, dan tanah liat teraktivasi asam yang disiapkan secara lokal digunakan. Hasil penelitian menunjukkan bahwa *acid activated clay* memberikan hasil yang terbaik kemudian diikuti hasil dari *almond shell powder*. Viskositas meningkat dari 38 cst untuk minyak pelumas bekas menjadi 85 cst untuk asam/*clay treatment* dan *flash point* meningkat dari 178°C ke 238 °C, sementara densitas turun dari 912 ke 896 kg/m³. *Pour point* dari -6 °C ke -13,2 °C. (Rafie, 2013)

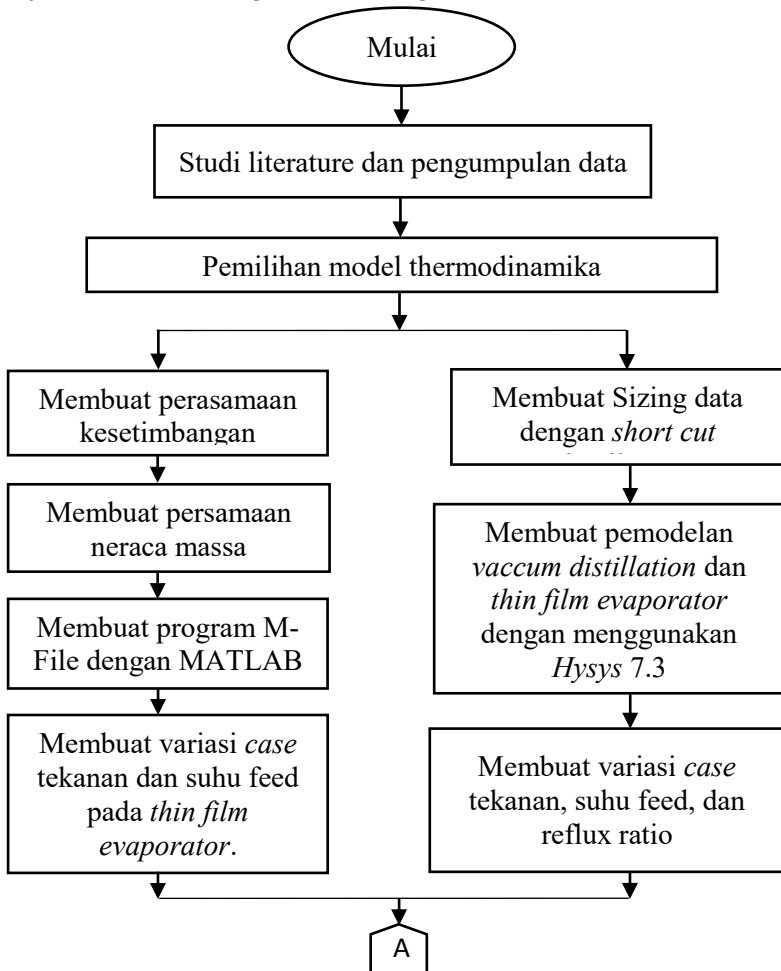
Penelitian Kurniasarai dan Lina yang berjudul “*Evaporating Process Simulation of Black Liquor in Falling Film Evaporator with Air Flow*”. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa fenomena transfer massa dan panas dalam *falling film evaporator* dengan *black liquor-air system* dan menentukan model matematika dan solusi numerik untuk memprediksi performa *falling film evaporator*. Aparatus untuk skala laboratorium memiliki panjang kolom adalah 2m dan diameter kolom adalah 2,54m. Distribusi suhu dan konsentrasi dari produk dikembangkan dengan model matematika yakni menggunakan *Runge-Kutta* orde 4 dan software yang digunakan adalah Matlab. Penelitian menggunakan Matlab dapat memprediksi suhu liquid, distribusi suhu gas, dan distribusi konsentrasi. Program ini juga dapat memprediksi konsentrasi *black liquor* yang keluar dari evaporator. (Dewi, 2009)

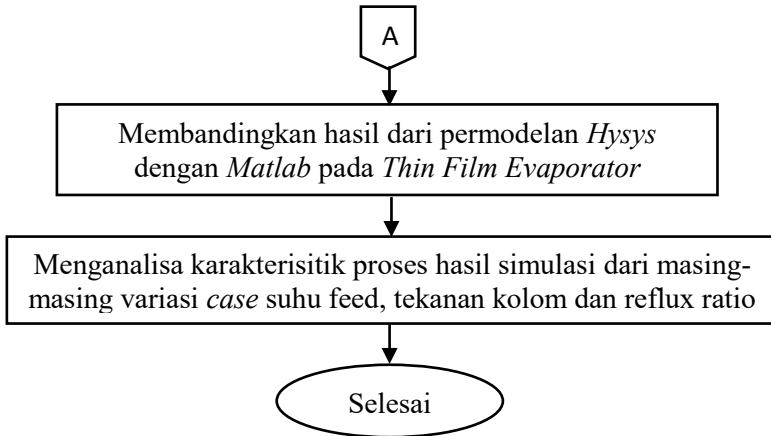
HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1 *Flowchart* Penelitian

Tahapan metodologi yang dilakukan dalam penelitian ini dijelaskan dalam diagram alir sebagai berikut:





Gambar III.1 Diagram Alir Penelitian

III.2 Studi Literatur dan Pengumpulan Data

Studi literatur dilakukan untuk mempelajari sistem dari *Vacuum Distillation* dan *Thin Film Evaporator* yang meliputi permodelan *Vacuum Distillation* dan *Thin Film Evaporator* serta mempelajari simulasi pemograman dengan menggunakan MATLAB dan Aspen Hysys. Pengumpulan data-data meliputi komposisi bahan dan flowrate yang nantinya menunjang penelitian. Adapun pengumpulan data yang dilakukan meliputi data spesifikasi dari komposisi bahan dengan analisa ASTM D-86 sebagai berikut:

Tabel III.1 Data Spesifikasi Bahan Hasil Analisa ASTM D-86

Component	%Mole	%Weight
H2O	-	-
NBP[0]254*	-	-
NBP[0]271*	0.0008	0.0007
NBP[0]285*	0.0114	0.0098
NBP[0]300*	0.0295	0.0279

NBP[0]315*	0.0490	0.0496
NBP[0]329*	0.0586	0.0629
NBP[0]343*	0.0438	0.0495
NBP[0]360*	0.0426	0.0510
NBP[0]375*	0.1313	0.1664
NBP[0]386*	0.1386	0.1817
NBP[0]403*	0.1141	0.1584
NBP[0]418*	0.0576	0.0844
NBP[0]434*	0.0294	0.0452
DiBZThiphenes	0.0388	0.0145
H ₂ S	-	-
Hydrogen	-	-
Anthracene	0.1353	0.0490
1BNaphthalen	0.0000	0.0000
Pyrene	0.1192	0.0490
1PhNaphthln	-	-
total	1.0000	1.0000

III.3 Pemilihan Model Termodinamika

Pemilihan model termodinamika dilakukan berdasarkan komponen-komponen input yang terdapat dalam minyak pelumas bekas, kondisi operasi berupa tekanan dan suhu. Agar program simulasi dapat berjalan dengan baik, maka harus dilakukan pemilihan model termodinamika yang tepat. Pada simulasi ini, dipakai model termodinamika *Peng-Robinson* yang sesuai untuk proses pengolahan minyak pelumas bekas.

III.4 Membuat Sizing Data dengan Short Cut Distillation

Setelah pemilihan model termodinamika dilanjutkan dengan *sizing data* dengan menggunakan *short cut distillation*. *Short cut distillation* merupakan penyederhanaan dari pemodelan

kolom distilasi vakum. Persamaan yang digunakan dalam perhitungan *short cut distillation*, yaitu:

1. Persamaan *Underwood*

$$d_i = \frac{\alpha_{ij}^{N_{min}} f_i \left(\frac{d_j}{b_j} \right)}{1 + \alpha_{ij}^{N_{min}} \left(\frac{d_j}{b_j} \right)} \quad (\text{III-1})$$

2. Persamaan *Fenske*

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{r_{L,D}}{1 - r_{L,D}} \cdot \frac{r_{H,B}}{1 - r_{H,B}} \right]}{\log \alpha_{LH}} \quad (\text{III-2})$$

3. Persamaan *Gilliland Correlation*

$$\frac{(N - N_{min})}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4(R - R_{min})/(R + 1)}{11 + 117.2(R - R_{min})/(R + 1)} \right) \left(\frac{(R - R_{min})/(R + 1) - 1}{[(R - R_{min})/(R + 1)]^{0.5}} \right) \right] \quad (\text{III-3})$$

4. Persamaan *Kirk-Bride*

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206} \quad (\text{III-4})$$

III.5 Membuat Pemodelan dengan Aspen Hysys 7.3

Setelah *sizing data*, maka dilanjutkan dengan merancang sistem *vacuum distillation* dan *thin film evaporator* di *hysys* dengan mode *steady state*. Kondisi *steady state* merupakan kondisi sewaktu sifat-sifat suatu sistem tak berubah dengan berjalannya waktu atau dengan kata lain, konstan. Pada pemodelan ini diperlukan beberapa data yaitu keadaan feed masuk (komposisi, suhu, tekanan, dan *feed rate*), kondisi operasi kolom, kondisi *steam* dan kondisi *cooling water*.

Simulasi ini dilakukan dengan menggunakan *distillation unit* untuk *vacuum distillation* serta *heat exchanger* dan *separator*

untuk *thin film evaporator*. Sehingga rangkaian secara keseluruhan dapat berupa *cooler* yang berfungsi untuk menurunkan suhu *feed*, *expansion valve* yang berfungsi untuk menurunkan tekanan aliran dan distilasi vakum dengan *total condenser* dan *thin film evaporator* (*heat exchanger* dan *separator*) sebagai pengganti *total reboiler*.

Dalam simulasi yang dilakukan, digunakan air sebagai media pendingin dengan suhu masuk 25°C dan suhu keluar *condenser* 45°C. hal ini dikarenakan apabila suhu air keluar diatas 45°C, maka dapat menyebabkan kebutuhan *tube* (pipa) menjadi berlebih (banyak) sehingga tidak bagus secara ekonomi. Pada simulasi ini asumsi tidak ada *heat loss* selama proses.

III.6 Membuat Persamaan Kesetimbangan pada MATLAB

Perhitungan kesetimbangan mengikuti langkah-langkah sebagai berikut :

1. Menghitung tekanan uap murni masing-masing komponen dengan persamaan Antoine :

$$\ln P_i^{sat} = A_i + \frac{B_i}{T + C_i} + D_i \cdot \log(T) + E_i \cdot T^{F_i} \quad (\text{III-5})$$

2. Menghitung temperatur dan tekanan reduksi pada tiap komponen berdasarkan pada temperatur dan tekanan operasi :

$$Tr_i = \frac{T}{T_{Ci}} \quad (\text{III-6})$$

$$Pr_i = \frac{P}{P_{Ci}} \quad (\text{III-7})$$

3. Menghitung persamaan-persamaan parameter pada EOS Peng-Robinson :

$$m_i = 0.37464 + 1.54226 \cdot w_i - 0.26992 \cdot w_i^2 \quad (\text{III-8})$$

$$a_i = 0.45724 \cdot \frac{(R \cdot T_{Ci})^2}{P_{Ci}} \cdot [1 + m_i \cdot (1 - \sqrt{Tr_i})]^2 \quad (\text{III-9})$$

$$b_i = 0.07780 \cdot \frac{R \cdot T_{Ci}}{P_{Ci}} \quad (\text{III-10})$$

$$(\text{III-11})$$

$$A_i = 0,45724 \cdot a_i \cdot \frac{Pr_i}{Tr_i^2}$$

$$B_i = 0,07780 \cdot \frac{Pr_i}{Tr_i} \quad (\text{III-12})$$

$$A_{ij} = (A_i \cdot A_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (\text{III-13})$$

$$A = \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^C y_i \cdot y_j \cdot A_{ij} \quad (\text{III-14})$$

$$A = \sum_{i=1}^C \sum_{j=1}^C x_i \cdot x_j \cdot A_{ij} \quad (\text{III-15})$$

$$B = \sum_{i=1}^C y_i \cdot B_i \quad (\text{III-16})$$

$$B = \sum_{i=1}^C x_i \cdot B_i \quad (\text{III-17})$$

4. Menghitung faktor kompresibilitas dengan persamaan Peng-Robinson :

$$Z^3 + (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 3B^2 - 2B) \cdot Z + (-AB + B^2 + B^3) = 0 \quad (\text{III-18})$$

5. Menghitung koefisien fugasitas pada setiap komponen:

$$\Phi_i = \exp \left[(Z - 1) \cdot \frac{B_i}{B} - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left(\frac{2 \sum_j (y_j \cdot A_{ij})}{A} - \frac{B_i}{B} \right) \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z + (1 - \sqrt{2})B} \right) \right] \quad (\text{III-19})$$

6. Menghitung perbandingan fraksi *vapor* dibanding *liquid* masing-masing komponen berdasarkan pada parameter EOS :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\Phi_i^l}{\Phi_i^v} \quad (\text{III-20})$$

7. Melakukan *trial* fraksi uap pada *feed* (V/F) sehingga :

$$\text{III-6} \quad (\text{III-21})$$

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i(K_i - 1)}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1} = 0 = f(V/F)$$

8. Persamaan untuk menghitung fase *liquid* dan *vapor* yang meninggalkan *thin film evaporator*

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}} \quad (\text{III-22})$$

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1} \quad (\text{III-23})$$

III.7 Membuat Persamaan Neraca Massa *Thin Film Evaporator* pada MATLAB

Membuat persamaan neraca massa pada *Thin Film Evaporator*. Persamaan umum yang digunakan dalam penelitian ini adalah :

Akumulasi = input – output + generasi – konsumsi

$$D = F \cdot \frac{x_f - x_b}{y_d - x_b} \quad (\text{III-24})$$

$$b = \exp \left(- \int_{x_b}^{x_f} \frac{dx}{y^* - x} \right) \quad (\text{III-25})$$

$$b = \left[\frac{x_b}{(1 - x_b)^\alpha} \cdot \frac{(1 - x_f)^\alpha}{x_f} \right]^{\left(\frac{1}{\alpha-1}\right)} \quad (\text{III-26})$$

III.8 Pemilihan Variabel Proses

Melakukan pemilihan beberapa macam variabel proses yang dapat mempengaruhi produk melalui simulasi menggunakan program MATLAB dan Aspen Hysys. Variabel proses pada penelitian ini adalah

1. Suhu *feed*

Perubahan suhu *feed* dilakukan untuk mempelajari bagaimana respon suatu sistem terhadap kebutuhan utilitas (*cooling water* dan *steam*) dan *purity* yang didapatkan. Suhu *feed* awal yang digunakan dalam simulasi ini adalah 221.8°C dan variasi yang dilakukan adalah menurunkan suhu *feed* hingga 200-220°C dengan interval 10°C.

2. *Reflux ratio*

Nilai dari *reflux ratio* akan mempengaruhi *purity*, kebutuhan *steam* dan *cooling water* pada kolom distilasi. Dimana semakin tinggi *reflux ratio*, maka produk yang dihasilkan akan semakin murni, namun kebutuhan *cooling water* dan *steam* juga semakin tinggi. Oleh karena itu, dalam simulasi ini akan dicari nilai optimum dari *reflux ratio*. Pada simulasi ini, variasi yang dilakukan dengan perbandingan antara aliran refluks terhadap refluks minimum adalah 1.1, 1.3, 1.5, 1.7, 1.9, 2, 3 dan 4.

3. Tekanan operasi

Untuk menjaga kemurnian dari suatu produk, apabila dilakukan perubahan tekanan operasi, maka suhu pada *condenser* dan *thin film evaporator* juga akan ikut berubah. Perubahan tekanan operasi ini dilakukan untuk mengetahui bagaimana respon suatu sistem terhadap kebutuhan utilitas (*cooling water* dan *steam*) pada *condensor* dan *thin film evaporator*. Variasi yang dilakukan adalah pada tekanan kolom 0.3-0.6 kPa dengan interval 0.1 kPa.

III.9 Membandingkan hasil dari pemodelan Hysys dan Matlab pada Thin Film Evaporator

Perbandingan antara hasil dari Hysys dan Matlab dilakukan untuk mengetahui apakah pendekatan *heat exchanger* dan *separator* pada *Aspen Hysys 7.3* dapat diaplikasikan atau tidak. Hal ini dilakukan dengan membandingkan komposisi *boil up* dan *residue* pada *Hysys* dengan *Matlab*.

III.10 Menganalisa Karakteristik Proses

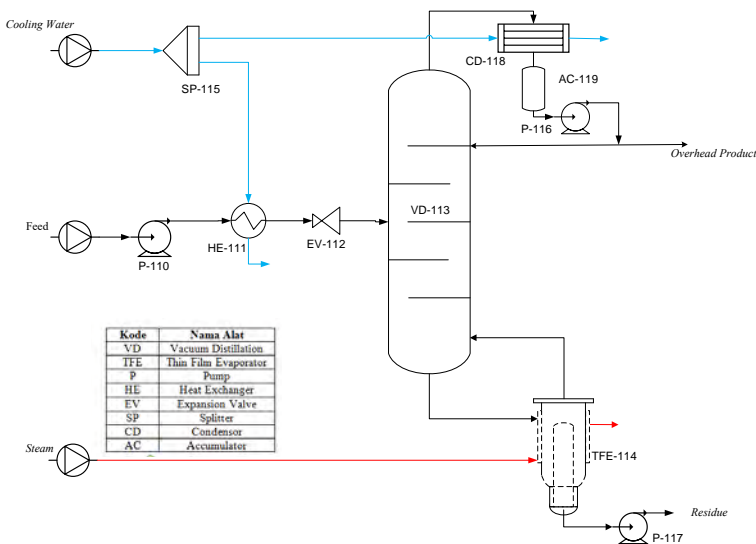
Berdasarkan proses manipulasi variabel yang dilakukan, dilakukan proses *record* terhadap fraksi komponen *lube oil* yang terbentuk, kebutuhan *steam* dan *cooling water* yang diperlukan. Setelah itu, dilakukan analisa dari hasil *record* tersebut. Analisa tersebut meliputi bagaimana pengaruh *refluks ratio*, suhu *feed* dan tekanan kolom terhadap komposisi *lube oil* yang terbentuk, kebutuhan *steam* dan *cooling water* dalam *Vacuum Distillation* dan *Thin Film Evaporator*.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Simulasi *Steady State* Kolom Distilasi Vakum

Penelitian mengenai simulasi kolom distilasi vakum dan *thin-film evaporator* untuk Memisahkan *Lube Oil* dari Fraksi Berat Minyak Pelumas Bekas ini dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HysysTM 7.3. Simulasi *steady* ini bertujuan untuk mendapatkan kondisi operasi yang tepat guna memisahkan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas. Sistem kolom distilasi vakum disertai *thin film evaporator* ditunjukkan pada Gambar IV.1 sebagai berikut :



Gambar IV.1 Skema Kolom Distilasi Vakum disertai *Thin Film Evaporator*

Dalam simulasi *steady state* ini menggunakan model termodinamika Peng Robinson karena umpan yang digunakan dalam sistem pada penelitian ini merupakan minyak pelumas

bekas dimana terdiri dari campuran hidrokarbon yang komponennya cukup beragam dan belum diketahui secara pasti. (Chen dan Mathias, 2002)

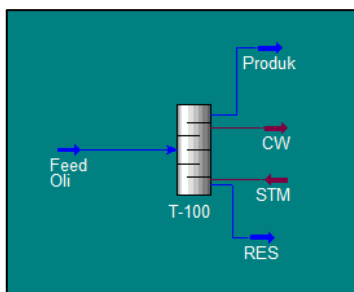
Setelah penentuan model termodinamika yang digunakan, maka langkah selanjutnya adalah menentukan komposisi aliran masuk sistem. Pada penelitian ini komposisi aliran masuk sistem ditentukan oleh hasil penelitian terdahulu oleh Garry dengan judul penelitiannya “Simulasi Pemisahan Minyak Pelumas Bekas Menjadi Minyak Pelumas Mentah”. Berikut adalah komposisi aliran masuk pada kolom distilasi vakum:

Tabel IV.1 Komposisi Aliran Masuk Kolom Distilasi

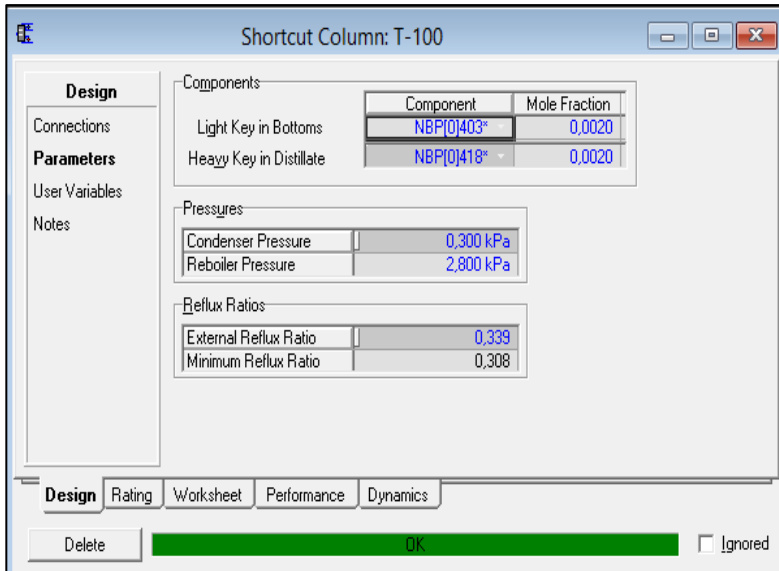
Komponen	Aliran Massa (kg/h)	Fraksi Massa
H₂O	0,0000	0,0000
NBP[0]254*	0,0015	0,0000
NBP[0]271*	1,3389	0,0007
NBP[0]285*	19,0508	0,0098
NBP[0]300*	54,4719	0,0279
NBP[0]315*	96,8592	0,0496
NBP[0]329*	122,7607	0,0629
NBP[0]343*	96,5822	0,0495
NBP[0]360*	99,5449	0,0510
NBP[0]375*	324,9738	0,1664
NBP[0]386*	354,9059	0,1817
NBP[0]403*	309,2756	0,1584
NBP[0]418*	164,8783	0,0844
NBP[0]434*	88,3254	0,0452
DiBZThiphen	28,4019	0,0145
Anthracene	95,7651	0,0490
Pyrene	95,7869	0,0490

Komposisi pada tabel IV.1 diatas adalah hasil dari produk bawah unit *gas oil stripping*. Dimana data *assay* didapatkan dari hasil analisa minyak pelumas bekas. Kondisi operasi aliran masuk diatas berada pada suhu $221,8^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 4 kPa. Komponen hidrokarbon dalam minyak pelumas bekas diwakili dengan NBP (senyawa hipotesis yang dihasilkan dari *Assay*). Kandungan sulfur diwakilkan oleh *dibenzothiophene*, aromatis yang diwakilkan oleh *pyrene* dan *antrachene*. Komposisi residue pada feed berjumlah 12,96%. Kandungan *gas oil* berada pada rentan $235 - 280^{\circ}\text{C}$ (Theo Mang, 2014)

Perancangan kolom distilasi vakum menggunakan Aspen Hysys diawali dengan bantuan *shortcut distillation* yang merupakan penyerdehanaan pemodelan kolom distilasi seperti gambar IV.2. Pada gambar IV.3 dapat dilihat bahwa data masukan yang harus dilengkapi pada *shortcut distillation* adalah *light key in bottom* dan *heavy key in distillate*, kondisi operasi berupa tekanan di *condensor* dan *reboiler*, serta penentuan *refluks ratio* berdasarkan *refluks minimum* yang telah dihitung Aspen Hysys sebelumnya. Persamaan yang digunakan untuk perhitungan *short cut distillation* (tahap *design*) adalah persamaan *Underwood*, persamaan *Fenske*, persamaan *Gilliland Correlation* dan persamaan *Kirk-Bride*.



Gambar IV.2 *Shortcut Distillation* pada Aspen Hysys 7.3

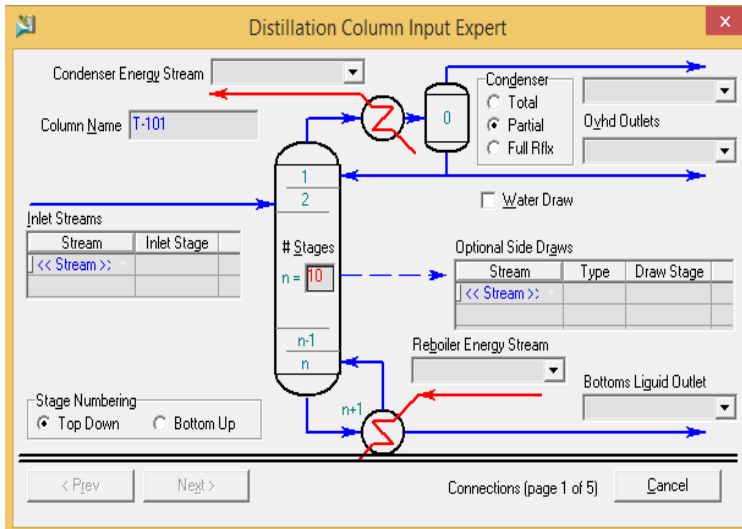


Gambar IV.3 Desain *Shortcut Distillation* pada Aspen Hysys 7.3

Setelah melakukan desain dengan *shortcut distillation*, maka akan diketahui data-data hasil Aspen Hysys sebagai berikut :

1. *Minimum number of trays*
2. *Actual number of trays*
3. *Optimal feed stage*
4. *Temperatur of reboiler*
5. *Temperatur of condensor*

Data-data diatas diperlukan untuk merancang kolom distilasi seperti pada gambar IV.4.



Gambar IV.4 Desain Kolom Distilasi di Aspen Hysys 7.3

Pada gambar IV.4, Simulasi dilakukan dengan menginputkan data-data kondisi operasi yang diperlukan untuk proses konvergensi keseluruhan unit dan kolom-kolom yang meliputi :

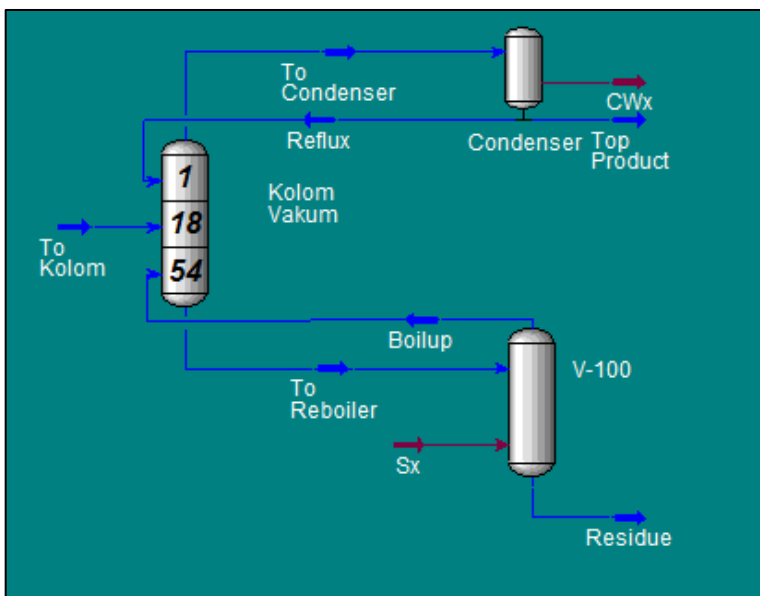
1. Data *Assay feed* , tekanan, suhu dan rate masuk kolom
2. Tekanan kolom
3. Kondisi operasi peralatan-peralatan penunjang seperti *heat exchanger*, pompa, *expansion valve*, heater, dan cooler.

Selain data diatas juga diperlukan inputan data lain sebagai *specified variable* dimana merupakan *variable* yang diperlukan oleh Aspen HysysTM 7.3 sebagai syarat dari proses konvergensi agar *degree of freedom* dari model tersebut sama dengan nol. Data yang diinputkan sebagai *specified variable* adalah *refluku ratio* dan temperatur kondensor atau produk atas.

Proses perhitungan dalam program Aspen Hysys menggunakan metode Algoritma Jacobian dimana selain membutuhkan inputan *specified variable* yang akan menjadi batas

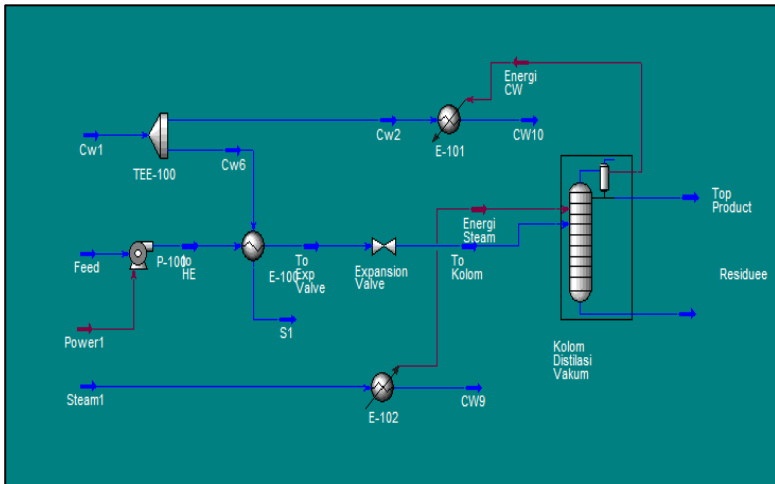
atau target dari proses *running* juga diperlukan inputan dari *estimated variable*. Variabel ini tidak menentukan batas proses *running* namun dengan menentukan variabel tersebut akan mempercepat proses konvergensi. Sehingga semakin banyak dan benar data yang diinputkan maka titik konvergensi juga akan semakin cepat tercapai.

Setelah simulasi kolom distilasi konvergen, maka *reboiler* bawaan pada kolom distilasi diubah menjadi *separator* dengan *heat exchanger* pada *column environment* seperti pada gambar IV.5. Penggunaan *separator* dan *heat exchanger* ini sebagai pendekatan terhadap *thin film evaporator* karena kedua alat ini sama-sama menggunakan prinsip VLE (*vapour liquid equilibrium*) termodinamika. Dengan penggunaan *separator* dengan *heat exchanger*, maka dapat ditentukan sebagaimana kebutuhan *steam* yang diperlukan untuk *thin flm evaporator*.



Gambar IV.5 *Column Environment* di Aspen Hysys 7.3

Sehingga simulasi *steady state base case* pada *software Aspen Hysys 7.3* dapat dilihat pada gambar IV.6 sebagai berikut :



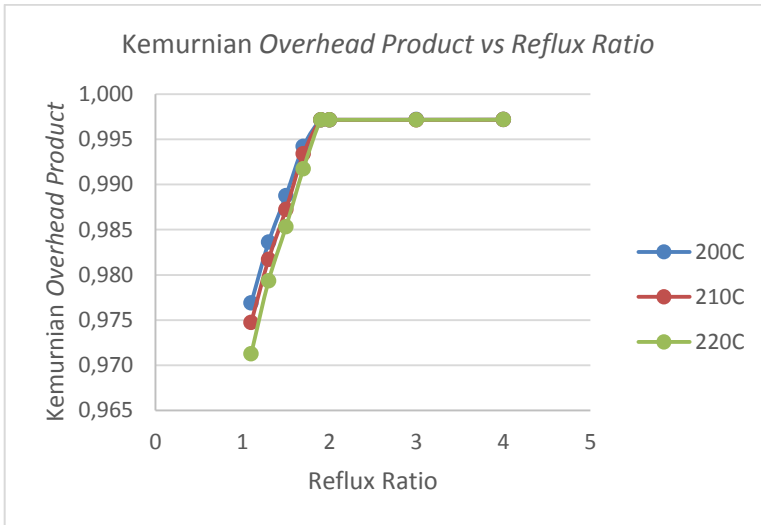
Gambar IV.6 Simulasi Sistem *Base Case* Kolom Distilasi vakum Pada Aspen Hysys

IV.2 Analisa Data Simulasi Kolom Distilasi Vakum

Setelah *base case* telah ditetapkan, maka dapat dilanjutkan dengan mensimulasikan kolom distilasi dengan perubahan variabel yang telah ditetapkan pada bab 3. Pada kolom distilasi ini, NBP 403 ditetapkan sebagai komponen *light key* dan NBP 418 ditetapkan sebagai komponen *heavy key*. Sehingga pada *overhead product* diharapkan sedikit terkandung NBP 418 dan komponen yang memiliki titik didih lebih tinggi dari NBP 418. Sebaliknya komponen NBP 403 dan komponen yang memiliki titik didih lebih rendah dari pada NBP 403 diharapkan tidak terdapat pada *residue*. Pada simulasi *steady state* kolom distilasi akan dianalisa pengaruh variabel yang diberikan terhadap kinerja kolom distilasi vakum.

IV.2.1 Variabel *Reflux Ratio*

Variabel *reflux ratio* diterapkan pada kolom distilasi vakum ini dengan hasil simulasi sebagai berikut :

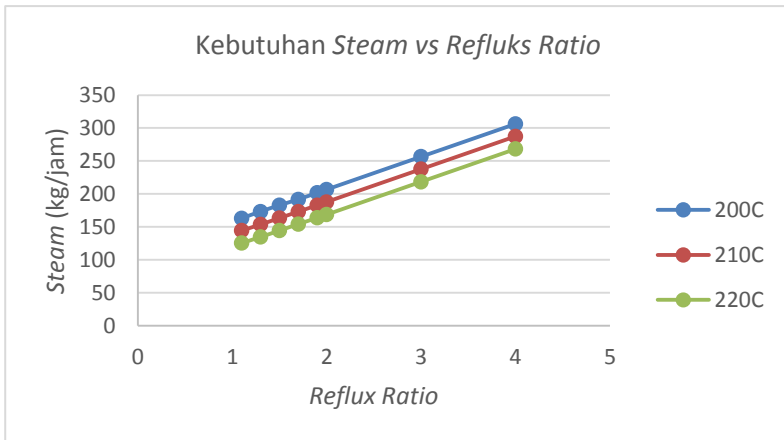


Gambar IV.7 Grafik Pengaruh Suhu *Feed* dan *Relux Ratio* Terhadap Kemurnian di *Overhead Product* Pada Kolom Distilasi

Grafik 4.7 diatas menjelaskan pengaruh *reflux ratio* terhadap kemurnian di *overhead product*. Berdasarkan perubahan *reflux ratio* yang dilakukan hingga 4 R_{min} , kemurnian *overhead product* akan meningkat seiring bertambahnya *reflux ratio* yang diberikan namun dapat dilihat diatas bahwa pengaruh perubahan *reflux ratio* terhadap kemurnian di *overhead product* sangat terlihat pada 1,1 – 2 R_{min} . Sedangkan perubahan *reflux ratio* yang dimulai dari 2 R_{min} hingga 4 R_{min} tidak menunjukkan kenaikan kemurnian di *overhead product* yang terlalu signifikan.

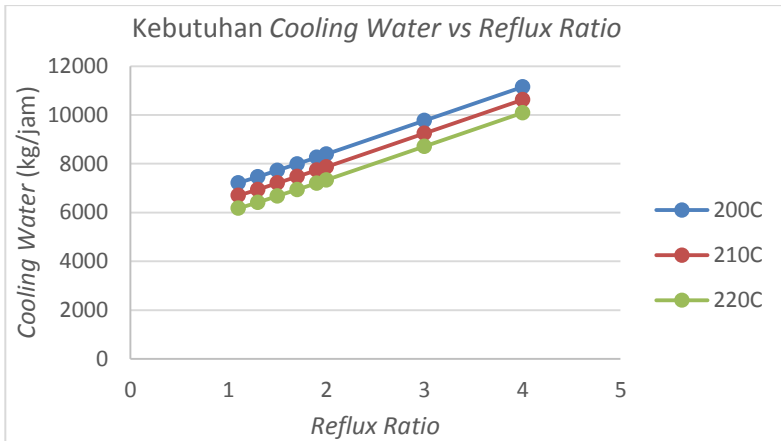
Kemurnian di *overhead product* akan semakin murni apabila suhu *feed* semakin rendah, namun penurunan suhu *feed* pada kondisi *refluks ratio* diatas 2 R_{min} tidak memberikan

kenaikan yang berarti pada kemurnian di *overhead product*. Hal ini menandakan bahwa kemurnian maksimal yang dihasilkan oleh kolom distilasi vakum sebesar 99,715%.



Gambar IV.8 Grafik Pengaruh *Reflux Ratio* Terhadap Kebutuhan *Steam* Pada Kolom Distilasi

Pada gambar IV.8 diatas menunjukkan bagaimana pengaruh dari *reflux ratio* terhadap kebutuhan *steam*. Hasil simulasi tersebut menunjukkan perubahan dengan *train* grafik yang linier. Dimana kebutuhan *steam* akan meningkat apabila *reflux ratio* bertambah besar nilainya. Begitu pula sebaliknya, kebutuhan *steam* akan menurun apabila *reflux ratio* semakin kecil. Hal ini dapat terjadi akibat semakin bertambahnya aliran *liquida* hasil kondensasi oleh kondensor, sehingga aliran *liquid* yang kembali ke kolom distilasi vakum dan jatuh ke dalam *thin film evaporator* semakin banyak. Semakin banyaknya aliran *liquid* di dalam *thin film evaporator* menyebabkan kebutuhan *steam* menjadi lebih meningkat karena panas yang dibutuhkan untuk memanaskan *liquid* juga bertambah besar. Sehingga kebutuhan *steam* berbanding lurus dengan nilai *refluks ratio*.

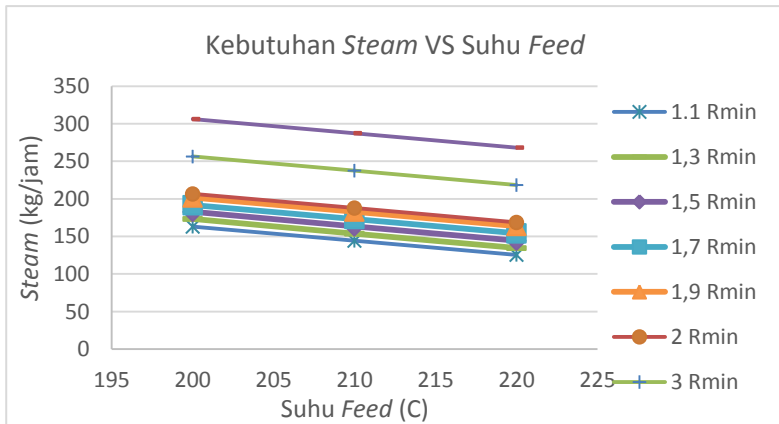


Gambar IV.9 Grafik Pengaruh *Reflux Ratio* Terhadap Kebutuhan *Cooling Water* Pada Kolom Distilasi

Cooling water pada unit ini bertujuan untuk mendinginkan aliran *feed* kolom distilasi dan sebagai media pendingin di kondensor untuk mengubah fase *vapor* yang naik ke atas distilasi vakum menjadi fase *liquid*. Pada gambar IV.9 dapat dilihat bagaimana pengaruh dari *reflux ratio* terhadap kebutuhan *cooling water*. Hal ini dapat dilihat bahwa semakin meningkatnya nilai *reflux ratio* menyebabkan semakin besarnya kebutuhan *cooling water*. Hal ini dapat terjadi karena beban kondensor semakin besar apabila *reflux ratio* semakin tinggi nilainya. Semakin besar nilai *reflux ratio* maka semakin banyak pula aliran *liquid* yang harus dikembalikan kedalam kolom distilasi. Semakin banyaknya *liquid* yang kembali dan masuk ke dalam *thin film evaporator*, maka semakin banyak juga *vapor* yang terbentuk dari *flash separator*. Semakin banyaknya *vapor* dari *thin film evaporator* yang naik kembali ke kondensor menyebabkan kebutuhan *cooling water* yang diperlukan untuk mengubah fase *vapor* tersebut juga menjadi semakin banyak.

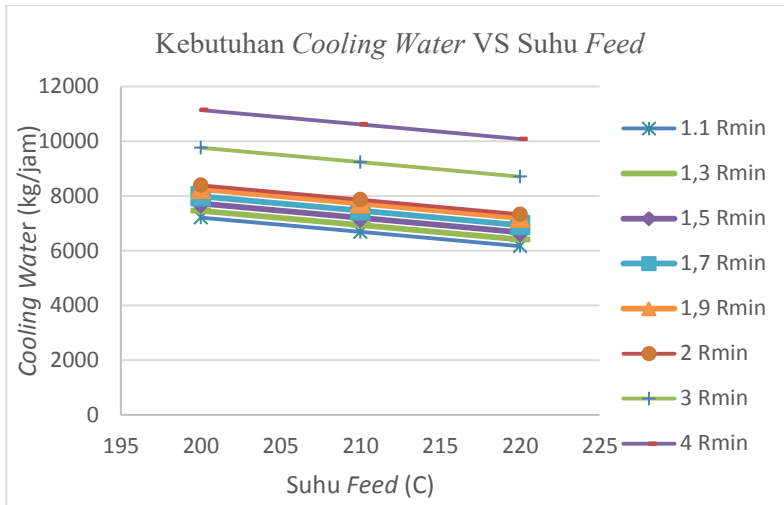
IV.2.2 Variabel Suhu Feed

Variabel suhu *feed* diterapkan pada kolom distilasi vakum ini dengan hasil simulasi sebagai berikut :



Gambar IV.10 Grafik Pengaruh Suhu *Feed* Terhadap Kebutuhan *Steam* Pada Kolom Distilasi Vakum

Berdasarkan gambar IV.10 dapat dilihat bahwa suhu *feed* dapat mempengaruhi kebutuhan *steam* pada *thin film evaporator*. Hubungan suhu *feed* dan kebutuhan *steam* membuat garis yang linier. Semakin tinggi suhu *feed* kolom distilasi vakum membuat berkurangnya kebutuhan *steam*. Begitu pula sebaliknya, Kebutuhan *steam* akan bertambah apabila suhu *feed* semakin rendah. Hal ini dapat terjadi karena semakin tinggi suhu *feed* maka membuat *liquid* yang masuk ke dalam kolom distilasi vakum menjadi lebih mudah teruapkan dimana suhu *liquid* lebih mendekati suhu titik didihnya. Pada suhu *feed* yang sama namun memiliki *reflux ratio* yang berbeda dapat membuat kebutuhan *steam* meningkat, karena aliran *reflux* menjadi lebih banyak dengan meningkatnya *reflux ratio* sehingga volume *liquida* yang dipanaskan menjadi lebih banyak dan kebutuhan *steam* pun meningkat.

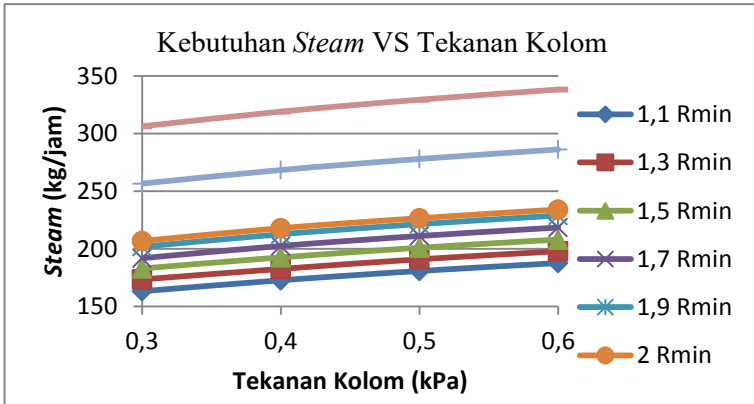


Gambar IV.11 Grafik Pengaruh Suhu *Feed* Terhadap Kebutuhan *Cooling Water* Pada Kolom Distilasi Vakum

Pada gambar IV.11 diatas dapat dilihat pengaruh suhu *feed* terhadap kebutuhan *cooling water* pada unit ini membuat garis lurus atau linier. Dimana semakin rendah suhu *feed* kolom distilasi vakum makan kebutuhan *cooling water* pada unit ini semakin besar pula. Kebutuhan *cooling water* pada sistem ini tidak hanya pada proses pendinginan pada kondensor di kolom distilasi vakum, namun juga pada *heat exchanger* pada aliran *feed* kolom distilasi. Suhu aliran masuk *Cooling water* sebesar 25°C dan suhu keluaran *cooling water* ditentukan tidak boleh melebihi 50°C. Pada sistem ini ditetapkan suhu *cooling water* yang keluar dari *condensor* adalah 45°C. Kebutuhan *cooling water* pada sistem ini sangatlah besar dikarenakan kolom distilasi menggunakan *total condensor* dimana seluruh *overhead product* pada kolom distilasi vakum ini akan dikondensasikan menjadi fase *liquid*. Serta aliran massa pada *overhead product* jauh lebih banyak dibandingkan *bottom product* atau *residue*.

IV.2.3 Variabel Tekanan Operasi Kolom

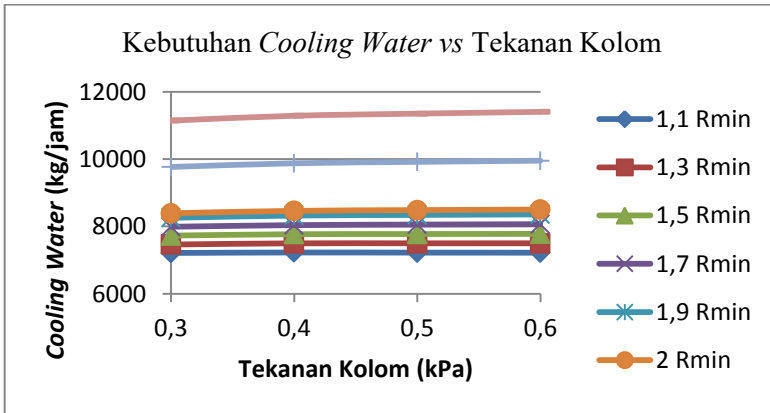
Variabel *reflux ratio* diterapkan pada kolom distilasi vakum ini dengan hasil simulasi sebagai berikut :



Gambar IV. 12 Grafik Pengaruh Tekanan Kolom Terhadap Kebutuhan *Steam* Pada Kolom Distilasi Vakum

Hasil simulasi untuk perubahan variabel tekanan kolom untuk melihat kebutuhan *steam* dapat dilihat pada gambar IV.12. Tekanan kolom distilasi mempengaruhi kebutuhan *steam* pada *thin film evaporator*. Hubungan tekanan kolom distilasi dan kebutuhan *steam* adalah berbanding lurus. Apabila tekanan kolom distilasi vakum semakin rendah maka kebutuhan *steam* akan semakin rendah. Begitu pula bila tekanan kolom dinaikkan maka kebutuhan *steam* akan semakin banyak. Tekanan kolom sangat mempengaruhi properti dari fluida yang berada didalam kolom. Semakin rendah tekanan kolom membuat titik didih *liquid* dalam kolom semakin rendah. Suatu zat akan mendidih jika tekanan uapnya sama dengan tekanan udara luar. Cara untuk menyamakan tekanan uap zat dengan tekanan udara luar adalah dengan memberikan energi (kalor) kepada zat tersebut. Sebagaimana kita ketahui, semakin besar suhu, maka tekanan uap pun akan semakin besar, sehingga dengan membesarnya tekanan

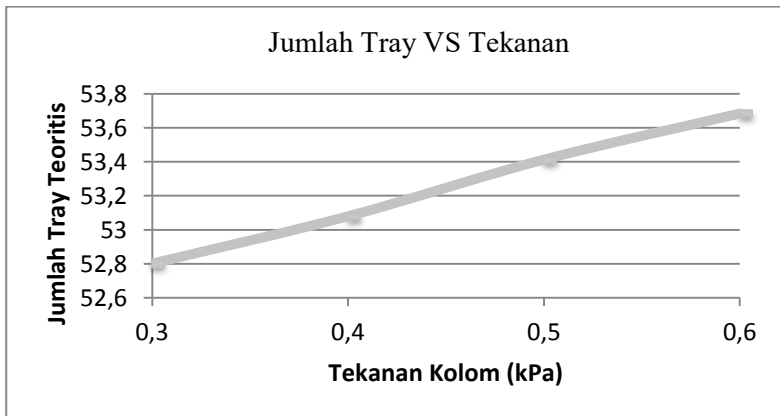
uap, maka ada pada saat tertentu tekanan uapnya akan menyamai tekanan uap luar. Jadi apabila tekanan kolom rendah (vakum), maka tekanan uapnya juga rendah. Sehingga semakin rendah tekanan kolom distilasi maka akan mengurangi beban *thin film evaporator*.



Gambar IV.13 Grafik Pengaruh Tekanan Kolom Distilasi Terhadap Kebutuhan *Cooling Water* Pada Kolom Distilasi Vakum

Pada gambar IV.13 dapat dilihat bahwa tekanan kolom distilasi sedikit mempengaruhi terhadap kebutuhan *cooling water*. Tekanan kolom distilasi mempengaruhi kebutuhan *cooling water* pada kondensor. Hubungan tekanan kolom distilasi dan kebutuhan *cooling water* adalah berbanding lurus. Apabila tekanan kolom distilasi vakum semakin rendah maka kebutuhan *cooling water* juga akan semakin rendah. Begitu pula bila tekanan kolom dinaikkan maka kebutuhan *cooling water* juga akan semakin banyak. Tekanan kolom sangat mempengaruhi properti dari fluida yang berada didalam kolom. Semakin rendah tekanan kolom membuat titik embun dari *vapor* dalam kolom semakin rendah. *Vapor* hanya akan terkondensasi pada suatu permukaan ketika permukaan tersebut (kondensor) lebih dingin dari titik

embunnya, atau *vapor* telah mencapai kesetimbangan di lingkungan sekitar. Titik embun *vapor* adalah temperatur yang harus dicapai agar mulai terjadi proses kondensasi. Sehingga semakin rendah tekanan kolom distilasi maka akan mengurangi beban dari kondensor.

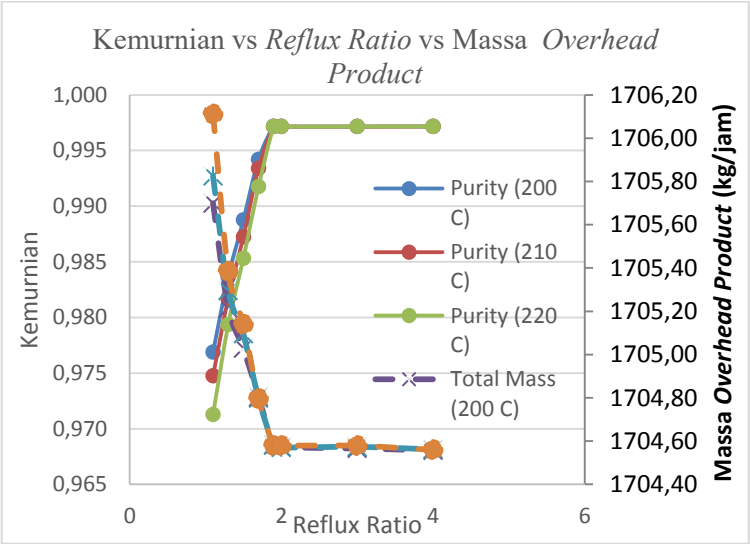


Gambar IV.14 Grafik Pengaruh Tekanan Kolom Terhadap Jumlah Tray Teoritis Kolom Distilasi Vakum

Tekanan kolom distilasi sangat mempengaruhi jumlah tray teoritis pada kolom distilasi. Hal ini dapat dilihat pada gambar IV.14. Semakin rendah tekanan kolom distilasi vakum membuat jumlah tray teoritis berkurang. Namun, semakin tinggi tekanan kolom distilasi membuat jumlah tray akan bertambah. Sifat penguapan relatif antar komponen biasanya meningkat seiring dengan menurunnya *boiling temperatur*. Dengan menurunnya tekanan menyebabkan *boiling temperature* juga menjadi rendah. Sifat penguapan relatif yang meningkat memudahkan terjadinya proses separasi sehingga jumlah stage teoritis yang dibutuhkan berkurang. Jika jumlah stage teoritis konstan, rasio refluks yang diperlukan untuk proses separasi yang sama dapat dikurangi. Jika kedua variabel di atas konstan maka kemurnian produk yang dihasilkan akan meningkat.

IV.2.4 Penentuan Kondisi Optimum

Setelah dilakukan simulasi kolom distilasi vakum dengan mengubah-ubah variabel yang telah ditetapkan. Maka dapat ditentukan kondisi operasi optimum pada kolom distilasi vakum ini. Untuk variable tekanan dan suhu, kondisi operasi yang dipilih adalah 0,3 kPa dan 220 °C karena pada kondisi tersebut kebutuhan *steam* dan *cooling water* paling sedikit. Penentuan kondisi optimum untuk *reflux ratio* ini didasarkan pada kemurnian dan aliran massa *overhead product*.



Gambar IV.15 Grafik Penentuan Kondisi Operasi Optimum Kolom Distilasi Vakum

Penentuan kondisi operasi optimum kolom distilasi vakum dapat dilihat pada gambar IV.15, dimana terjadi perpotongan antara garis kemurnian dan massa *overhead product*. Perpotongan garis ini menunjukkan kondisi pemisahan multikomponen yang optimum, dimana kemurnian *overhead product* cukup tinggi dan massa *overhead product* juga cukup

banyak. Berdasarkan tabel diatas kondisi operasi optimum terjadi pada:

- Tekanan Kolom Distilasi = 0,3 kPa
 - Suhu *Feed* = 220°C
 - *Reflux Ratio* = 1,3 Rmin
 - Jumlah Tray = 53
 - *Feed* Tray = 19
 - Kemurnian *Overhead* = 97,93%
 - Aliran Massa *Overhead* = 1705,39 kg/jam
- Dimana kemurnian feed awal masuk kolom distilasi adalah 87.04%. Sehingga pada saat kondisi operasi optimum kemurnian produk yang dihasilkan mencapai 97.93%.

IV.2.5 Perbandingan Hasil Kondisi Optimum dan Total Reflux

Setelah menentukan kondisi optimum, maka selanjutnya membandingkan hasil dari kondisi optimum pada hasil simulasi distilasi vakum dengan kondisi operasi pada saat total refluks. Dari hasil perbandingan maka didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel IV.2 Perbandingan Hasil Kondisi Optimum dan Total Reflux

Kondisi Operasi	R= 1.3 Rmin	Total Refluks
Tekanan (kPa)	0.3	0.3
Suhu (°C)	220	220
Steam (kg/jam)	134.6250329	267.4656198
Cooling Water (kg/jam)	6413.02667	10089.72721
Kemurnian Overhead	97.93%	100.00%
Aliran Massa Overhead	1705.39	1699.74

Pada hasil simulasi didapatkan bahwa pada kondisi total refluks, baik kebutuhan *steam* maupun *cooling water* lebih besar jika dibandingkan pada kondisi optimum. Hal ini dapat terjadi

akibat semakin bertambahnya aliran *liquid* hasil kondesasi oleh kondensor, sehingga aliran *liquid* yang kembali ke kolom distilasi vakum dan jatuh ke dalam *thin film evaporator* semakin banyak. Semakin banyaknya aliran *liquid* di dalam *thin film evaporator* menyebabkan kebutuhan *steam* menjadi lebih meningkat karena panas yang dibutuhkan untuk memanaskan *liquid* juga bertambah besar. Sehingga kebutuhan *steam* berbanding lurus dengan nilai *refluks ratio*.

Hal ini juga terjadi pada *cooling water* karena beban kondensor semakin besar apabila *reflux ratio* semakin tinggi nilainya. Semakin besar nilai *reflux ratio* maka semakin banyak pula aliran *liquid* yang harus dikembalikan kedalam kolom distilasi. Semakin banyaknya *liquid* yang kembali dan masuk ke dalam *thin film evaporator*, maka semakin banyak juga *vapor* yang terbentuk dari *flash separator*. Semakin banyaknya *vapor* dari *thin film evaporator* yang naik kembali ke kondensor menyebabkan kebutuhan *cooling water* yang diperlukan untuk mengubah fase *vapor* tersebut juga menjadi semakin banyak

IV.3 Perbandingan Simulasi Hysys Aspen dengan Matlab

Tabel IV.3 Perbandingan Simulasi Aspen Hysys dengan Matlab

Tekanan (kPa)	<i>Overhead product</i>		
	Hysys	Matlab	Error
2,8	3393,98	3347,78	0,0138
2,9	3578,99	3568,71	0,00288
3	3733,41	3748,64	-0,0041
3,1	3921,58	3958,53	-0,0093

Berdasarkan data hasil simulasi pada tabel IV.2 didapatkan sedikit perbedaan terhadap hasil simulasi Aspen Hysys dan Matlab. Error terbesar terdapat pada *overhead product* pada tekanan 2,8 kPa sebesar 1,38%. Error ini tentu dapat terjadi diakibatkan perbedaan persamaan neraca massa *separator* di Aspen Hysys dengan neraca massa pada *thin film evaporator*.

Namun, karena nilai error yang kurang dari 5% maka pemodelan *separator* pada Aspen Hysys ini dapat dianggap mewakili proses pada *thin film evaporator*.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

APPENDIKS A

PERHITUNGAN SHORTCUT DISTILLATION

Persamaan Fenske

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{r_{L,D}}{1 - r_{L,D}} \cdot \frac{r_{H,B}}{1 - r_{H,B}} \right]}{\log \alpha_{LH}}$$

Diketahui:

- Light Key Component : NBP [403]
- Heavy Key Component : NBP [418]
- $r_{L,D}$: 0,998
- $r_{H,B}$: 0,998
- Φ : 0,5551

Component	Ki	$\alpha_{i,j}$	f_i	d_i	b_i	$x_{,d_i}$	$x_{,b_i}$
H2O	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
NBP[0]254*	19,15401	672,06316	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
NBP[0]271*	11,24405	394,52386	0,00337	0,00337	0,00000	0,00093	0,00000
NBP[0]285*	6,94133	243,55292	0,04528	0,04528	0,00000	0,01249	0,00000
NBP[0]300*	4,04106	141,79009	0,11699	0,11699	0,00000	0,03226	0,00000
NBP[0]315*	2,36972	83,14710	0,19457	0,19457	0,00000	0,05366	0,00000
NBP[0]329*	1,37819	48,35699	0,23265	0,23265	0,00000	0,06416	0,00000
NBP[0]343*	0,78847	27,66516	0,17402	0,17402	0,00000	0,04799	0,00000
NBP[0]360*	0,40054	14,05399	0,16929	0,16929	0,00000	0,04669	0,00000
NBP[0]375*	0,20643	7,24314	0,52138	0,52138	0,00000	0,14379	0,00000
NBP[0]386*	0,12567	4,40928	0,55057	0,55057	0,00000	0,15184	0,00000
NBP[0]403*	0,05842	2,04974	0,45331	0,45240	0,00091	0,12477	0,00262
NBP[0]418*	0,02850	1,00000	0,22898	0,00046	0,22853	0,00013	0,65992

NBP[0]434*	0,01289	0,45242	0,11686	0,00000	0,11686	0,00000	0,33746
DiBZThiphenes	3,57439	125,41565	0,15414	0,15414	0,00000	0,04251	0,00000
H2S	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Hydrogen	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Anthracene	1,73003	60,70205	0,53730	0,53730	0,00000	0,14818	0,00000
1BNaphthalen	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Pyrene	0,28997	10,17410	0,47359	0,47359	0,00000	0,13061	0,00000
1PhNaphthln	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Total			3,97231	3,62602	0,34630	1,00000	1,00000

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{0,998.0,998}{(1 - 0,998)(1 - 0,998)} \right]}{\log \left(\frac{0,05842}{0,0285} \right)} = 17,3128$$

$$\alpha_{i,j} = \frac{19,15401}{0,0285} = 672,06316$$

Persamaan Underwood

$$d_i = \frac{\alpha_{ij}^{N_{min}} f_i \left(\frac{d_j}{b_j} \right)}{1 + \alpha_{ij}^{N_{min}} \left(\frac{d_j}{b_j} \right)}$$

$$d_i = \frac{672,06316.0,0. \left(\frac{1 - 0,998}{0,998} \right)}{1 + 672,06316. \left(\frac{1 - 0,998}{0,998} \right)}$$

$$b_i = f_i - d_i$$

$$b_i = 0,0 - 0,0$$

$$x_{i,D} = \frac{d_i}{\sum_i d_i}$$

$$X_{i,D} = \frac{0,00}{3,62602}$$

$$x_{i,B} = \frac{b_i}{\sum_i b_i}$$

$$X_{i,B} = \frac{0,00}{0,3463}$$

$$\sum_{i=1}^{nc} \frac{\alpha_{i,r} x_B^{(i)}}{\alpha_{i,r} - \phi} = 1 - q$$

$$1 - q = \frac{0,000.672,06316}{672,06316 - 0,5551} = 0,000 \text{ (komponen NBP[254])}$$

$$R_{min} + 1 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{i,r} x_D^{(i)}}{\alpha_{i,r} - \phi}$$

$$\begin{aligned} R_{min} + 1 &= \frac{0,000.672,06316}{672,06316 - 0,5551} \\ &= 0,000 \text{ (komponen NBP[254])} \end{aligned}$$

$$\sum R_{min} + 1 = 1,09356$$

$$R_{min} = 0,09356$$

$$\frac{(N - N_{\min})}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4(R - R_{\min})/(R + 1)}{11 + 117.2(R - R_{\min})/(R + 1)} \right) \left(\frac{(R - R_{\min})/(R + 1) - 1}{[(R - R_{\min})/(R + 1)]^{0.5}} \right) \right]$$

Persamaan Giliand

Ordinat

= 1

$$- \exp \left[\left(\frac{1 + \frac{54,4(0,11694 - 0,09356)}{(0,11694 + 1)}}{11 + \frac{117,2(0,11694 - 0,09356)}{0,11694 + 1}} \right) \left(\frac{\frac{(0,11694 - 0,09356)}{(0,11694 + 1)} - 1}{\left[\frac{(0,11694 - 0,09356)}{(0,11694 + 1)} \right]^{0,5}} \right) \right]$$

= 0,65895

$$N = \frac{(0,65895 + 17,31218)}{1 - 0,65895} = 52,69 (\text{jumlah tray teoritis})$$

Persamaan Kirk-Bride

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \left(\frac{B}{D} \right) \right]^{0.206}$$

Dari persamaan neraca massa didapatkan :

- $X_{HK,F} = 0,05765$
- $X_{LK,F} = 0,11412$
- $X_{LK,B} = 0,00262$
- $X_{HK,D} = 0,00013$
- $B = 0,3463$

- $D = 3,62602$

$$\frac{N_r}{N_s} = \left[\left(\frac{0,05765 \left(\frac{0,00262}{0,00013} \right)^2}{0,11412} \frac{0,3463}{3,62602} \right) \right]^{0,206} = 1,8673$$

$$N_r + N_s = 52,69$$

$$N_r = \frac{52,69}{(1 + 1,8673)} = 18,37 \text{ (feed stage masuk)}$$

$$N_s = 52,69 - 18,37 = 34,31$$

APPENDIKS B

LISTINGAN MATLAB

```
clear;
clc;
clf;

%NBP403 NBP418 NBP434
A=[112.6      116.7      121.1];
B=[-1.6752e+004 -1.7512e+004      -
1.8352e+004];
C=[0.0000      0.0000      0.0000];
D=[-12.80      -13.28      -13.83];
E=[1.351e-018      1.266e-018      1.186e-018];
F=[6.000      6.000      6.000];

Pc=[1383.78540039063 1336.43762207031
1284.66906738281]; %bar
Tc=[585.561914062500+273.15
599.091577148438+273.15
613.171044921875+273.15]; %K
w=[0.849930942058563 0.886026620864868
0.926058232784271];
BM=[682.263366699219 720.041687011719
755.808410644531];
BMtot=728.961914144071;
tho=1+sqrt(2);
eps=1-sqrt(2);
om=0.07779;
si=0.45724;
Zc=0.30740;

tol=0.00001;
R=83.14; %cm3 bar/mol K

n=3; %jumlah species
```

```

N=3; %jumlah subspecies

T = input('Masukkan Suhu(K) = ');
P = input('Masukkan Tekanan(bar)= ');
massafeed = input('Masukkan massa feed
(kg/jam)= ');

for i=1:n
    z(i) = input('z(i)= ');
end

BMfeed=729.035223334724;
molfeed=massafeed/BMfeed;

%Psat calculation
for i=1:n

Psat(i)=(exp(A(i)+(B(i)/(T+C(i))))+D(i)*log(T
)+E(i)*T^F(i)))/100; %bar
end

if P > 1 %bar
    for i=1:n
        Tr(i)=T/Tc(i);
        Pr(i)=P/Pc(i);
        m(i)=0.37464+1.54226*w(i)-
0.26992*(w(i))^2;

a(i)=0.45724*(R*Tc(i))^2/Pc(i)*((1+m(i))*(1-
Tr(i)^0.5)))^2;
        b(i)=0.07779*R*Tc(i)/Pc(i);
        alpha(i)=[1+(0.37464+1.54226*w(i)-
0.26992*(w(i))^2)*(1-(Tr(i))^0.5)]^2;
    end

```

```

%Aij calculation
for i=1:n
    for j=1:n
        Ab(i,j)=(a(i)*a(j))^0.5;
    end
end

%Trial K(i) dan v
v0=0.1;
for i=1:n
    K(i)=Psat(i)/P;
end

%F calculation
F=0;
for i=1:n
    F=F+((z(i)*(K(i)-1))/(1+v0*(K(i)-1)));
end

%Newton Method Calculation
d=0;
for i=1:n
    d=(d+((z(i)*(K(i)-1)^2)/((1+v0*(K(i)-1))^2)));
end
df=-d;

%V* Calculation
v=-F/df+v0;

for i=1:n;
    y(i)=(z(i)*K(i)/(1+v*(K(i)-1)));
    x(i)=y(i)/K(i);
end

% A and B Calculation

```

```

Av=0;
for i=1:n
    for j=1:n
        Av=Av+y(i)*y(j)*Ab(i,j);
    end
end

Bv=0;
for i=1:n
    Bv=Bv+y(i)*b(i);
end

Al=0;
for i=1:n
    for j=1:n
        Al=Al+x(i)*x(j)*Ab(i,j);
    end
end

Bl=0;
for i=1:n
    Bl=Bl+x(i)*b(i);
end

Alsum=[0 0 0];
for i=1:n;
    for j=1:n;
        Alsum(i)=Alsum(i)+x(j)*Ab(i,j);
    end
end

Avsum=[0 0 0];
for i=1:n;
    for j=1:n;
        Avsum(i)=Avsum(i)+y(j)*Ab(i,j);
    end
end

```

end

```
betal=(B1*P)/(R*T);
ql=A1/(B1*R*T);
betav=(Bv*P)/(R*T);
qv=Av/(Bv*R*T);

%liquid and gas phase compressibility factor
Zv=max(roots([1 eps*betav+tho*betav-1-betav
eps*tho*betav^2-eps*betav-tho*betav-
eps*betav^2-tho*betav^2+qv*betav -
eps*tho*betav^2-eps*tho*betav^3-
qv*betav^2])));
Zl=min(roots([1 eps*betal+tho*betal-1-betal
eps*tho*betal^2-eps*betal-tho*betal-
eps*betal^2-tho*betal^2+ql*betal -
eps*tho*betal^2-eps*tho*betal^3-
ql*betal^2])));
Iv=((1/(tho-
eps)))*log((Zv+tho*betav)/(Zv+eps*betav));
Il=((1/(tho-
eps)))*log((Zl+tho*betal)/(Zl+eps*betal));

qp1(1)=ql*((2*x(1)*a(1)+2*x(2)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*x(3)*sqrt(a(1)*a(3)))/A1)-(b(1)/B1);
qp1(2)=ql*((2*x(2)*a(2)+2*x(1)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*x(3)*sqrt(a(2)*a(3)))/A1)-(b(2)/B1);
qp1(3)=ql*((2*x(3)*a(3)+2*x(1)*sqrt(a(1)*a(
3))+2*x(2)*sqrt(a(2)*a(3)))/A1)-(b(3)/B1);

qpv(1)=qv*((2*y(1)*a(1)+2*y(2)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*y(3)*sqrt(a(1)*a(3)))/Av)-(b(1)/Bv);
qpv(2)=qv*((2*y(2)*a(2)+2*y(1)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*y(3)*sqrt(a(2)*a(3)))/Av)-(b(2)/Bv);
qpv(3)=qv*((2*y(3)*a(3)+2*y(1)*sqrt(a(1)*a(
3))+2*y(2)*sqrt(a(2)*a(3)))/Av)-(b(3)/Bv);
```

```

%phi calculation
for i=1:n
    phiv(i)=exp((b(i)/Bv)*(Zv-1))-log(Zv-
betav)-(qpv(i)*Iv));
    phil(i)=exp((b(i)/Bl)*(Zl-1))-log(Zl-
betal)-(qpl(i)*Il));
end

%equilibrium calculation
for i=1:n
    K(i)=phil(i)/phiv(i);
end

error=abs(v-v0);

while error > tol
    for i=1:n
        xs(i)=x(i);
        ys(i)=y(i);
    end

    v0=v;
    %F calculation
    F=0;
    for i=1:n
        F=F+((z(i)*(K(i)-1))/(1+v0*(K(i)-
1))));
    end

    %Newton Method Calculation
    d=0;
    for i=1:n
        d=(d+((z(i)*(K(i)-
1)^2)/((1+v0*(K(i)-1))^2)));
    end

```

```

df=-d;

%V* Calculation
v=-F/df+v0;

for i=1:n;
    y(i)=(z(i)*K(i)/(1+v*(K(i)-1)));
    x(i)=y(i)/K(i);
end
sumxy=0;
for i=1:n
    sumxy=sumxy+abs((x(i)-
xs(i))+abs((y(i)-ys(i)));
end
% A and B Calculation
Av=0;
for i=1:n
    for j=1:n
        Av=Av+y(i)*y(j)*Ab(i,j);
    end
end

Bv=0;
for i=1:n
    Bv=Bv+y(i)*b(i);
end

Al=0;
for i=1:n
    for j=1:n
        Al=Al+x(i)*x(j)*Ab(i,j);
    end
end

Bl=0;
for i=1:n

```

```

        B1=B1+x(i)*b(i);
    end

    Alsum=[0 0 0];
    for i=1:n;
        for j=1:n;
            Alsum(i)=Alsum(i)+x(j)*Ab(i,j);
        end
    end

    Avsum=[0 0 0];
    for i=1:n;
        for j=1:n;
            Avsum(i)=Avsum(i)+y(j)*Ab(i,j);
        end
    end

    betal=(B1*P)/(R*T);
    ql=Al/(B1*R*T);
    betav=(Bv*P)/(R*T);
    qv=Av/(Bv*R*T);

    %liquid and gas phase compressibility
    factor
    Zv=max(roots([1 eps*betav+tho*betav-1-
betav eps*tho*betav^2-eps*betav-tho*betav-
eps*betav^2-tho*betav^2+qv*betav -
eps*tho*betav^2-eps*tho*betav^3-
qv*betav^2])));
    Zl=min(roots([1 eps*betal+tho*betal-1-
betal eps*tho*betal^2-eps*betal-tho*betal-
eps*betal^2-tho*betal^2+ql*betal -
eps*tho*betal^2-eps*tho*betal^3-
ql*betal^2])));
    Iv=((1/(tho-
eps))*log((Zv+tho*betav)/(Zv+eps*betav)));

```



```

I1=((1/(tho-
eps))*log((Z1+tho*betal)/(Z1+eps*betal)));

qp1(1)=q1*((2*x(1)*a(1)+2*x(2)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*x(3)*sqrt(a(1)*a(3)))/A1)-(b(1)/B1));

qp1(2)=q1*((2*x(2)*a(2)+2*x(1)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*x(3)*sqrt(a(2)*a(3)))/A1)-(b(2)/B1));

qp1(3)=q1*((2*x(3)*a(3)+2*x(1)*sqrt(a(1)*a(
3))+2*x(2)*sqrt(a(2)*a(3)))/A1)-(b(3)/B1));

qpv(1)=qv*((2*y(1)*a(1)+2*y(2)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*y(3)*sqrt(a(1)*a(3)))/Av)-(b(1)/Bv));

qpv(2)=qv*((2*y(2)*a(2)+2*y(1)*sqrt(a(1)*a(
2))+2*y(3)*sqrt(a(2)*a(3)))/Av)-(b(2)/Bv));

qpv(3)=qv*((2*y(3)*a(3)+2*y(1)*sqrt(a(1)*a(
3))+2*y(2)*sqrt(a(2)*a(3)))/Av)-(b(3)/Bv));

%phi calculation
for i=1:n
    phiv(i)=exp((b(i)/Bv)*(Zv-1))-
log(Zv-betav)-(qpv(i)*Iv));
    phil(i)=exp((b(i)/B1)*(Z1-1))-
log(Z1-betal)-(qp1(i)*I1));
end

%equilibrium calculation
for i=1:n
    K(i)=phil(i)/phiv(i);
end
error=abs(v-v0);

```

```

end

else
    v0=0.1;
    for i=1:n
        K(i)=Psat(i)/P;
    end
    %F calculation
    F=0;
    for i=1:n
        F=F+((z(i)*(K(i)-1))/(1+v0*(K(i)-
1))));
    end

    %Newton Method Calculation
    d=0;
    for i=1:n
        d=(d+((z(i)*(K(i)-
1)^2)/((1+v0*(K(i)-1))^2)));
    end
    df=-d;

    %V* Calculation
    v=-F/df+v0;

    for i=1:n;
        y(i)=(z(i)*K(i)/(1+v*(K(i)-1)));
        x(i)=y(i)/K(i);
    end
    error=abs(v-v0);

while error>tol
    v0=v;
    for i=1:n
        K(i)=Psat(i)/P;
    end
end

```

```

    %F calculation
    F=0;
    for i=1:n
        F=F+((z(i)*(K(i)-1))/(1+v0*(K(i)-
1))));
    end

    %Newton Method Calculation
    d=0;
    for i=1:n
        d=(d+((z(i)*(K(i)-
1)^2)/((1+v0*(K(i)-1))^2)));
    end
    df=-d;

    %V* Calculation
    v=-F/df+v0;

    for i=1:n;
        y(i)=(z(i)*K(i)/(1+v*(K(i)-1)));
        x(i)=y(i)/K(i);
    end
    error=abs(v-v0);
end
end

molvap=molfeed*v;
molliq=molfeed-molvap;

for i=1:n
    molx(i)=x(i)*molliq;
    massx(i)=molx(i)*BM(i);
end

masstotx=0;
for i=1:n

```

```

        masstotx=masstotx+massx(i);
end

for i=1:n
    moly(i)=y(i)*molvap;
    massy(i)=moly(i)*BM(i);
end

masstoty=0;
for i=1:n
    masstoty=masstoty+massy(i);
end

for i=1:n
    xm(i)=massx(i)/masstotx;
end

for i=1:n
    ym(i)=massy(i)/masstoty;
end

xtot=0;
for i=1:n
    xtot=xtot+xm(i);
end

ytot=0;
for i=1:n
    ytot=ytot+ym(i);
end

%relative volatility
for i=1:n
    alpha(i)=K(i)/K(2);
end

```

```

%evaporation ratio
b=[ (x(1)/(1-x(1)))^alpha(1))*((1-
z(1))^alpha(1)/z(1))]^(1/(alpha(1)-1));
yd=(1/(1-b)*(z(1)-b*x(1)));

%total seperation rate
TSR=1-(x(1)/yd);

disp('-----
-----
-----');
disp(['fraksi mol residue ', '
', 'fraksi massa residue', ' ', 'fraksi mol
distilat', ' ', 'fraksi massa
distilat', '']);
disp('-----
-----
-----');
disp([ num2str(x(1)), '
', num2str(xm(1)), '
', num2str(y(1)), '
', num2str(ym(1)),
]);
disp([ num2str(x(2)), '
', num2str(xm(2)), '
', num2str(y(2)), '
', num2str(ym(2)),
]);
disp([ num2str(x(3)), '
', num2str(xm(3)), '
', num2str(y(3)), '
', num2str(ym(3)),
]);

disp(['xtot= ', num2str(xtot)]);
disp(['ytot= ', num2str(ytot)]);
disp(['masstotx= ', num2str(masstotx)]);
disp(['masstoty= ', num2str(masstoty)]);

```

```
disp(['total separation rate= '
,num2str(TSR)]);
disp(['evaporation ratio= ' ,num2str(b)]);
```

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Simulasi *steady state* dengan pendekatan kolom distilasi vakum disertai *flash separator* pada kolom distilasi vakum disertai *thin film evaporator* dalam proses pemisahan *lube oil* dari fraksi berat minyak pelumas bekas dapat dilakukan dengan Aspen Hysys 7.3.
2. Simulasi *separator* dengan Aspen Hysys memiliki hasil yang hampir serupa dengan simulasi *thin film evaporator* dengan Matlab, dimana nilai error terbesar adalah 1,38%.
3. kondisi operasi optimum terjadi pada:
 - Tekanan Kolom Distilasi = 0,3 kPa
 - Suhu *Feed* = 220°C
 - *Reflux Ratio* = 1,3 Rmin
 - Jumlah Tray = 53
 - *Feed* Tray = 19
 - Kemurnian *Feed* = 87.04%
 - Kemurnian *Overhead* = 97,93%
 - Aliran Massa *Overhead* = 1705,39 kg/jam

V.2 Saran

Berdasarkan hasil penelitian dan simulasi yang telah dilakukan, saran yang dapat disampaikan adalah sebagai berikut :

1. Pemilihan model termodinamika dapat menggunakan pemodelan yang lain selain Peng-Robinson dimana model lain tersebut lebih cocok digunakan pada hidrokarbon pada kondisi vakum.
2. Simulasi *thin film evaporator* dengan menggunakan Matlab dapat ditinjau ulang mengenai pengaruh *rotor blade* terhadap karakteristik proses.

3. Penelitian kolom distilasi vakum disertai *thin film evaporator* dapat menggunakan fitur Aspen Custom Modeller pada Aspen Plus.

DAFTAR PUSTAKA

- Billet R. (1983). *Distillation in Thin-Film Evaporators*, Film Techniques Applied to Chem. Eng Operations, pp. 343-384, Rueil-Malmaison, 27-29 April, 1983, France
- BPS, Administator. 2015. *Data Jumlah Kendaraan Bermotor di Indonesia*. www.bps.go.id. Diakses pada Senin, 5 Oktober 2015 pukul 10:15 WIB
- Brooks, B. A. 1993. *Modeling of A Distillation Column Using Bond Graphs*. Arizona: The University of Arizona
- Chawankul, N., Chuaprasert, S., Douglas, P., dan Luewisutthichat, W. 2001. *Simulation of an Agitated Thin Film Evaporator for Concentrating Orange Juice Using AspenPlusTM*. Journal of Food Engineering 47 (2001) 247-253
- Chen and Mathias. 2002. *Applied Thermodynamics for Process Modeling*. AIChE Journal, Vol.48, No.2.
- Chuaprasert, S., Douglas, P., dan Nguyen, M. 1999. *Data Reconciliation of an Agitated Thin Film Evaporator Using Aspenplus*. Journal of Food Engineering 39 (1999) 261±267
- Dewi, K. P. dan Putri, L. K. 2011. *Evaporating Process Simulation of Black Liquor in Falling Film Evaporator with Airflow*. Jurnal POMITS ITS Surabaya
- Dziak, J. 2011. *Mass and Heat Transfer During Thin-Film Evaporation of Liquid Solutions*. Advanced Topics in Mass Transfer, Prof. Mohamed El-Amin (Ed.), ISBN: 978-953-307-333-0, InTech
- Glover, W. B. 2004. *Selecting Evaporators for Process Applications*. North Carolina: LCI Corp.
- Gröpp U. & Schlünder E.S. (1986). *The Influence of Liquid-Side Mass Transfer on Heat Transfer and Selectivity During Surface and Nucleate Boiling of Liquid Mixtures in a Falling Film*. Chemical Engineering and Processing, 20, no.2, 103, ISSN: 0255-2701

- Komarariah, L. N., A. F. Ramdja., dan Nicky L. 2009. *Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri*. Palembang: Universitas Sriwijaya
- Lam, S. S., Liew, R. K., Cheng, C. K., dan Chase H. A. 2015. *Catalytic Microwave Pyrolysis of Waste Engine Oil Using Metallic Pyrolysis Char*. *Applied Catalysis B: Environmental* 176–177 (2015) 601–617
- Mannheim C.H. & Passy N. 1974. *Proc.Int.Symp. Advances in Preconcentration and Dehydration of Foods*. ISBN: 83-204-0182-8, U.K. Applied Science Publishers Ltd.
- Mckenna, T. F. 1994. *Design Model of a Wiped Film Evaporator, Applications to The Devolatilisation of Polymer Melts*. *Chemical Engineering Science*, Vol 50, No. 3, pp. 453-467
- Mohammed R. R., Ibrahim, I. A. R., Taha, A. H., dan Mckay, G. 2013. Waste lubricating oil treatment by extraction and adsorption. *Chemical Engineering Journal* 220 (2013) 343–351
- Pawar, S. B., Mujumdar, A. S., dan Thorat, B.N., 2012. *CFD Analysis of Flow Pattern in The Agitated Thin Film Evaporator*. *Chemical Engineering Research and Design* 90 (2 0 1 2) 757–765
- Siswanti. 2010. *Pengaruh Penambahan Aditif Proses Daur Ulang Minyak Pelumas Bekas Terhadap Sifat-Sifat Fisis*. *Jurnal Ilmiah Jurusan Teknik Kimia EKSERGI*, volume X, Nomor 2, Desember 2010
- Subarjo. 1985. *Macam-macam Aditif Minyak Pelumas Lembaran*. Publikasi Lemigas No. 3.
- Subiyanto. 1989. *Jenis-Jenis Logam yang Terdapat Dalam Minyak Lumas Bekas dan Sumber Asalnya*. Lembaran Publikasi Lemigas No. 1, hal.33
- Speight, James G., dan Exal, Douglas I. 2014. *Refining Used Lubricating Oils*. Boca Raton: CRC Press.
- STP, Administrator. -. *Used Lube Oil Re-refining*. Presentation of STP. Rome, Italy: Studi Tecnologie Progetti Srl.

- Tham, M.T. 2006. *Distillation Column Design*. UK: R.C. Costello and Associates, Inc
- Treybal, Robert E. 1981. *Mass Transfer Operations Third Edition*. Singapore: McGraw-Hill Companies, Inc
- VTE, Administrator. *Thin Film Evaporator*. <http://www.vta-process.de>. Diakses pada hari Jumat 30 Desember 2015 pukul 10:00
- Zeboudj, S., Bensemra, N. B., Belabbes, R., dan Bourseau, P. 2006. *Modelling of Flowing a Wiped Film Evaporator*. Chemical Engineering Science 61 (2006) 1293 – 1299

BIODATA PENULIS

Penulis 1

Nama Lengkap : Riszi Bagus Prasetyo
NRP : 2312 100 020
Tempat, tanggal lahir : Mojokerto, 22 November 1993
Agama : Islam
Alamat : Desa Kebonagung RT.03
RW.01, Kec. Puri, Kab.
Mojokerto, Jawa Timur
No. HP : 089677147735
Email : riszibagusprasetyo@gmail.com



Riwayat Pendidikan

Jenjang	Nama Institutsi	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember	S1 Teknik Kimia	2012-2016
SMA	SMAN 1 Sooko	IPA	2009-2012
SMP	SMPN 2 Mojokerto	-	2006-2009
SD	SDN 1 Kebonagung	-	2000-2006

Pengalaman Organisasi/Kerja Praktik

- **Staff of Student Council** SMAN 1 Sooko, Mojokerto
- **Staff of Event Section PASKIBRA** SMAN 1 Sooko, Mojokerto
- **General Secretary of Student Council** SMAN 1 Sooko, Mojokerto
- **Staff of Entrepreneurship Development**, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia, Chemical Engineering, Sepuluh Nopember Institute of Technology

- **Head of Entrepreneurship Development Department,** Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia, Chemical Engineering, Sepuluh Nopember Institute of Technology
- **Manager Keamanan dan Kebersihan,** Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS
- **Manager Cafe,** Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS

BIODATA PENULIS

Penulis 2

Nama Lengkap : Hermansyah Citra
NRP : 2312 100 106
Tempat, tanggal lahir : Medan, 07 November 1993
Agama : Buddha
Alamat : Jln. Deli Indah IX no.15s Kel.
Pulo Brayan, Kec. Medan
Barat, Medan
Alamat Surabaya : Jln. Mulyosari Raya No.24,
Mulyorejo, Surabaya
No. HP/Telepon : 081 961 6692
Email : hermanji711@yahoo.com



Riwayat Pendidikan

Jenjang	Nama Institutsi	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember	S1 Teknik Kimia	2012-2016
SMA	SMA SWASTA SUTOMO 2 MEDAN	IPA	2008-2011
SMP	SMP SWASTA SUTOMO 2 MEDAN	-	2005-2008
SD	SD SWASTA SUTOMO 2 MEDAN	-	1999-2005

Pengalaman Organisasi/Kerja Praktik

- Head of Café Department, Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses (Perdalpro), 2016.

- Staff of IT Department, Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses (Perdalpro), 2015.
- Head of Proton Club, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) FTI-ITS 2014/2015.
- Ketua Kerohanian, Tim Pembina Kerohanian Buddhis ITS 2013/2014.
- Staff Kerohanian, Tim Pembina Kerohanian Buddhis ITS 2012/2013.
- Kerja Praktik PT. Petrokimia , Gresik, Jawa Timur, 2015.